



Universidade de Brasília

Planta de Produção de Propelentes

PROPEL 45

Anndréia Letícia Leite Fiusa, Bernardo Dias Froes Piramo de Souza, Christian Martins Carvalho, Fábio Machado Fully, Francielly Cristina Gonçalves, Francinne Tito Teixeira Hobert Lisboa, Hugo Oliveira Rodrigues Poley Malacco, Iuri Rodrigues Gonçalves, João Pedro Vieira Lima, Leonardo de Carvalho Melo, Letícia Barreira Barcelos, Marina de Souza Leão Ferreira, Matheus Ulisses Pimenta, Patrick Ferreira Tavares, Ricardo Moraes Monteiro, Sophia Luduvise Salomão

ANNDRÉIA LETÍCIA LEITE FIUSA, BERNARDO DIAS FROES PIRAMO
DE SOUZA, CHRISTIAN MARTINS CARVALHO, FÁBIO MACHADO
FULLY, FRANCIELLY CRISTINA GONÇALVES, FRANCINNE TITO
TEIXEIRA HOBERT LISBOA, HUGO OLIVEIRA RODRIGUES POLEY
MALACCO, IURI RODRIGUES GONÇALVES, JOÃO PEDRO VIERA LIMA,
LEONARDO DE CARVALHO MELO, LETÍCIA BARREIRA BARCELOS,
MARINA DE SOUZA LEÃO FERREIRA, MATHEUS ULISSES PIMENTA,
PATRICK FERREIRA TAVARES, RICARDO MORAES MONTEIRO,
SOPHIA LUDUVICE SALOMÃO

Planta de Produção de Propelentes PROPEL 45

Projeto de graduação da disciplina de Projeto de Engenharia Química 2, orientada pelo Prof. Dr. Jose Joaquin Linares León, para obtenção do bacharelado em Engenharia Química pelo Instituto de Química da Universidade de Brasília.

Universidade de Brasília

Instituto de Química

Engenharia Química

Brasília

2018

ANNDRÉIA LETÍCIA LEITE FIUSA, BERNARDO DIAS FROES PIRAMO DE SOUZA,
CHRISTIAN MARTINS CARVALHO, FÁBIO MACHADO FULLY, FRANCIELLY CRISTINA
GONÇALVES, FRANCINNE TITO TEIXEIRA HOBERT LISBOA, HUGO OLIVEIRA
RODRIGUES POLEY MALACCO, IURI RODRIGUES GONÇALVES, JOÃO PEDRO VIERA
LIMA, LEONARDO DE CARVALHO MELO, LETÍCIA BARREIRA BARCELOS, MARINA
DE SOUZA LEÃO FERREIRA, MATHEUS ULISSES PIMENTA, PATRICK FERREIRA
TAVARES, RICARDO MORAES MONTEIRO, SOPHIA LUDUVICE SALOMÃO

PLANTA DE PRODUÇÃO DE PROPELENTES PROPEL 45

Este trabalho foi julgado adequado para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química, pelo Instituto de Química da Universidade de Brasília, e aprovado na sua forma final pela comissão avaliadora abaixo indicada.

Brasília, 07 de dezembro de 2018

Dr. Professor Jose Joaquín Linares León
Orientador
Instituto de Química

Professor Dr. Fábio Moreira da Silva
Instituto de Química

Instituto de Química

Instituto de Química

Agradecimentos

Os autores e autoras agradecem à Deus por todas as virtudes ofertadas bem como aos familiares pelo suporte dado ao longo dessa trajetória árdua, porém profícua. Recordam-se e gratulam as amizades e os vínculos construídos nesse processo, que se fortalecem tanto nas intempéries quanto nas bonanças.

Também agradecem aos prestativos professores e professoras dos Instituto de Química da Universidade de Brasília pela paciência, compreensão e apoio no curso da graduação. Em especial, ao orientador Prof. Dr. José Joaquín Linares León por toda sapiência e humildade no auxílio da execução desse projeto e ao Prof. Dr. Fábio Moreira da Silva pelo suporte ofertado aos alunos ao longo dos últimos anos como Coordenador do Curso de Engenharia Química.

Agradecemos também aos nossos colegas de graduação, sempre muito prestativos, que nos acompanharam nessa jornada.

Por fim, agradecemos aos colegas discentes dessa disciplina pela colaboração e ao GRUPO PET-QUIMICA UnB vinculado ao Programa de Educação Tutorial, do Ministério da Educação, por todas as possibilidades ofertadas, juntamente ao crescimento alcançado em sua virtude.

Resumo

O objetivo desta peça é avaliar a engenharia de processos de uma planta de produção de propelentes, PROPEL-45 (mistura de hidrocarbonetos: etano, propano, isobutano, n-butano, pentanos e insaturados) e a implementação desta planta a partir da destilação de butano.

Considera-se uma reação que ocorre em duas etapas: hidrogenação com presença de um catalisador sólido de óxidos de cobalto e molibdênio (adição de gás hidrogênio na olefina e no gás de enxofre) para formação da parafina desejada e dessulfuração com o uso de um leito de óxido de zinco para remoção do ácido sulfídrico; e a por último a separação por destilação de componentes leves.

Para tal, realizou-se a simulação através do programa Aspen HYSYS a partir das especificações iniciais do projeto. A partir dos dados fornecidos, os parâmetros de design da planta foram calculados, tais como projeto de equipamentos, tubulações e serviços auxiliares, bem como aspectos da segurança, com o objetivo de determinar o ótimo econômico da planta como um todo. Por fim, procedendo à avaliação financeira, considerando o preço dos reagentes e utilidades no mercado vigente em 2018 e, assim, comprovar a viabilidade do sistema no complexo industrial. A planta, uma vez em funcionamento, permitirá a produção em larga escala do propelente.

Palavras-chaves: PROPEL-45, propelente, destilação, dessulfurização, hidrogenação, dimensionamento.

Abstract

The main purpose of this final project is to design and develop the engineering process of an industrial production of PROPEL – 45 (mixture of ethane, pentanes and unsaturated structures) and implement this process on an industrial plant based on butane distillation.

A two-step reaction was considered for this case: the first one being the hydrogenation in presence of a solid cobalt oxide and molybdenum catalyst – addition of hydrogen gas in the olefin and in the sulfur gas. Thereby producing the intended paraffin and then a desulphurisation is applied in a zinc oxide bed to remove the sulfuric acid. Lastly, the light components are separated by distillation.

All the considerations done, the process simulation was executed through the Aspen HYSIS software from the initial design specification of the project. The given design data for the industrial plant was used to calculate the equipment, pipes and the auxiliary services needed for the full operation. In addition, security aspects were determined seeking out the best economic point that the plant could be built in.

In the end, with all these information in hands, proceeded to financial evaluation, with reagents and utilities prices in 2018, and thus verified the viability of the industrial complex. Once in full operation this industry will produce this propellant on a large scale.

Keywords: PROPEL-45, propellant, distillation, desulphurisation, hydrogenation, sizing.

Lista de ilustrações

Figura 1	– Otimização do número de pratos ótimo da coluna de destilação C-1.	42
Figura 2	– Otimização do número de pratos ótimo da coluna de destilação Stripping C-2.	43
Figura 3	– Otimização do prato de alimentação para coluna de destilação C-1.	44
Figura 4	– Otimização do prato de alimentação para coluna de destilação stripping C-2.	44
Figura 5	– Seção transversal de um forno com seção convectiva. (CAO, 2009)	50
Figura 6	– Forno Cilíndrico Vertical. (CAO, 2009)	50
Figura 7	– Gráfico para determinação de T_G	53
Figura 8	– Estimativa gráfica das variáveis do forno. (CAO, 2009)	54
Figura 9	– Gráfico para determinação de α	55
Figura 10	– Gráfico para determinação de F	55
Figura 11	– Representação de um trocador de calor de tubos concêntricos. (TOWLER et al., 2013)	60
Figura 12	– Representação de um trocador de calor casco-tubo. (TOWLER et al., 2013)	60
Figura 13	– Trocadores de calor com escoamento em (a) contracorrente, e (b) concorrente.	61
Figura 14	– Padrão TEMA para classificar um trocador de calor casco e tubo. (GREEN; SOUTHARD, 2019)	64
Figura 15	– Diagrama de Interconexões.	82
Figura 16	– Fluxo de caixa anual da empresa.	104
Figura 17	– Progressão do fluxo de caixa atualizado.	105
Figura 18	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado.	105
Figura 19	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para juros de 20%.	106
Figura 20	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para juros de 20 %.	106
Figura 21	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para juros de 21,3%.	107
Figura 22	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para juros de 21,3%.	107
Figura 23	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para dólar americano a R\$ 4,50.	108
Figura 24	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para dólar americano a R\$ 4,50.	108
Figura 25	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para dólar americano a R\$ 3,40.	109
Figura 26	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para dólar americano a R\$ 3,40.	109
Figura 27	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para investimento de MR\$ 66,32.	110
Figura 28	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para investimento de MR\$ 66,32.	110
Figura 29	– Progressão do fluxo de caixa atualizado para investimento de MR\$ 99,48.	111
Figura 30	– Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para investimento de MR\$ 99,48.	111

Lista de tabelas

Tabela 1	– Propriedades físico-químicas para o PROPEL-45.	25
Tabela 2	– Composição percentual molar da alimentação.	28
Tabela 3	– Composição molar percentual do gás hidrogênio de aporte.	28
Tabela 4	– Tabela de especificações de condições para o vapor.	30
Tabela 5	– Os limites de bateria da planta.	35
Tabela 6	– Parâmetros de projeto das bombas.	37
Tabela 7	– Valores de custo das bombas.	38
Tabela 8	– Dimensionamento da coluna C-1 cilíndrico.	44
Tabela 9	– Dimensionamento da coluna C-2 cilíndrico.	45
Tabela 10	– Parâmetros da coluna de destilação C-1 em função do número de pratos. . .	46
Tabela 11	– Parâmetros da coluna de destilação stripping C-2 em função do número de pratos.	46
Tabela 12	– Custos água de refrigeração, vapor e eletricidade para coluna de destilação C-1.	47
Tabela 13	– Custos água de refrigeração, vapor e eletricidade para coluna de destilação stripping C-2.	47
Tabela 14	– Custo totais do processo de destilação da coluna C-1.	48
Tabela 15	– Custo totais do processo de destilação da coluna C-2.	48
Tabela 16	– Custo totais do processo de destilação da coluna C-1 para alimentação. . .	49
Tabela 17	– Custo totais do processo de destilação da coluna C-2 para alimentação. . .	49
Tabela 18	– Dimensões do forno cilíndrico.	51
Tabela 19	– Características dos tubos.	54
Tabela 20	– Parâmetros Finais do Forno.	56
Tabela 21	– Parâmetros de custo do forno cilíndrico para valor em 2006.	56
Tabela 22	– Valores de custo do forno cilíndrico.	57
Tabela 23	– Custo com combustível para o forno cilíndrico.	57
Tabela 24	– Dimensionamento do reator R-01 térmica.	59
Tabela 25	– Coeficientes individuais de troca térmica.	62
Tabela 26	– Coeficientes de deposição.	62
Tabela 27	– Parâmetros de custo para cada trocador de calor.	66
Tabela 28	– Investimento de cada trocador de calor.	67
Tabela 29	– Parâmetro para dimensionamento do Pulmão C-3.	68
Tabela 30	– Dimensionamento do Separador gás-líquido C-4.	69

Tabela 31 – Matriz inicial de cenários do forno.	73
Tabela 32 – Matriz de cenários de interação do forno.	74
Tabela 33 – Circuito da corrente a ser aquecida.	74
Tabela 34 – Circuito do Combustível.	75
Tabela 35 – Sistema de Alarmes da planta.	77
Tabela 36 – Sistema de Encravamento da planta.	78
Tabela 37 – Válvula de segurança.	79
 Tabela 38 – Parâmetros de custos implementados nos equipamentos da planta.	 96
Tabela 39 – Estimativa de custos dos equipamentos da planta.	97
Tabela 40 – Custos estimados pelo método das porcentagens.	98
Tabela 41 – Gastos gerais do processo	98
Tabela 42 – Relação dos produtos vendidos	99
Tabela 43 – Custos anuais subdivididos para a planta.	100
Tabela 44 – Custos anuais dos serviços auxiliares por equipamento ou conjunto de equipamentos.	101
Tabela 45 – Parâmetros de partida para o fluxo de caixa.	101
Tabela 46 – Parâmetros de partida para o fluxo de caixa atualizado (parte ambiental e leito de dessulfuração).	103

Lista de abreviaturas e siglas

BAI	Benefícios antes dos Impostos
BDI	Benefícios depois dos Impostos
CAR	Custo da Água de Refrigeração
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CF	Fluxo de Caixa
CFC	Clorofluorcarboneto
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
DBO	Demanda Biológica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EIA	Estudo de Impacto Ambiental
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FI	Fundos Investidos
FG	Fundos Gerados
HAZOP	Hazard and Operability Study
IBAMA	Instituto Brasileiro do Meio Ambiente
ISBL	Inside Battery Limits
OSBL	Outside Battery Limits
P1 ou P100	Bomba 1
P2 ou P101	Bomba 2
P3 ou P102	Bomba 3
P4 ou P103	Bomba 4
P5 ou P104	Bomba 5
PNRS	Política Nacional de Resíduos Sólidos

RIMA	Relatório de Impacto Ambiental
SEBRAE	Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas
SISNAMA	Sistema Nacional de Meio Ambiente
TIR	Taxa Interna de Retorno
VAL	Valor Líquido Atualizado

Lista de símbolos

A	Área de troca Térmica (m^2)
A_c	Área Externa do Recipiente (m^2)
A_{cp}	Área "cold plane" dos Tubos (m^2)
A_R	Área Refratária do Forno (m)
At	Área do Tubo do Trocador (m^2)
A_{tubo}	Área do Tubo do Forno (m^2)
C	Custo
CA	Sobre-espessura anti-corrosão (mm)
$C_{auxiliares}$	Custo dos Serviços Auxiliares
C_{bomba}	Custo da Bomba
C_{coluna}	Custo da Coluna
$C_{condensador}$	Custo do Condensador
C_{ele}	Custo do Fornecimento de Energia Elétrica
C_F	Poder Calorífico Inferior do Combustível (J/kg)
cp	Calor específico da Água
$cp_{Gmédio}$	Calor Específico dos Gases de Exaustão
$C_{refervedor}$	Custo do refervedor
$C_{pulmão}$	Custo do Pulmão
C_{total}	Custos Totais
C_{vap}	Custo do Vapor
$C_{usto_{2006}}$	Custo no ano de 2006
$C_{2006}(US\$)$	Custo do Imobilizado Ano de 2006 em dólares
$C_{usto_{2017}}$	Custo no ano de 2017

$Custo_{2017}(R\$)$	Custo no ano 2017 em reais
$Custo_{2017}(US\$)$	Custo no ano 2017 em dólares
D	Diâmetro do equipamento (m)
D_{coluna}	Diâmetro da Coluna (m)
Dt	Diâmetro do tubo do trocador (m)
D_{min}	Diâmetro Mínimo (m)
D_p	Diâmetro Efetivo da Partícula (m)
$D_{pulmão}$	Diâmetro do Pulmão (m)
D_{reator}	Diâmetro do mínimo do reator (m)
$D_{separador}$	Diâmetro do separador (m)
D_{tubo}	Diâmetro do tubo do forno (m)
e	Espessura da Coluna de Destilação (m)
E	Constante de Ajuste
F	Fator de Troca de Radiação
F_n	Fluxo de Caixa do Ano em questão
g	Aceleração da Gravidade (m/s^2)
G	Velocidade Mássica Mínima
h	Altura (m)
h_{coluna}	Altura da Coluna (m)
h_f	Coeficiente Individual de Transferência de Calor do Fluido Quente
h_{fundo}	Altura Mínima do Fundo (m)
h_g	Coeficiente Individual de Transferência de Calor do Fluido Frio
h_{liq}	Altura de Líquido (m)
$h_{separador}$	Altura do Separador (m)
i	Taxa de Juros
$Indice_{2006}$	Índice de 2006

$Indice_{2017}$	Índice de 2017
L/D	Razão de Refluxo (m)
L_{reator}	Altura do Reator (m)
L_{tubo}	Comprimento do tubo do forno (m)
λ	Calor Latente da Água
λ_{vapB}	Calor de Vaporização do Produto de Fundo
λ_{vapD}	Calor de Vaporização do Produto de Topo
\dot{m}	Vazão Mássica (kg/s)
\dot{m}_{cond}	Vazão Mássica do Condensador (kg/s)
\dot{m}_{reb}	Vazão Mássica do Refervedor (kg/s)
\dot{m}_A	Quantidade de Ar (kg/s)
\dot{m}_F	Quantidade de Combustível (kg/s)
\dot{m}_V	Quantidade de Vapor (kg/s)
NP	Número de pratos
$NPSH_{disponível}$	Net Positive Suction Head disponível
$NPSH_{requerido}$	Net Positive Suction Head Requerido
P_{adm}	Pressão de Admissão
P_{asp}	Pressão de Aspiração
$P_{entrada}$	Pressão de Entrada
P_{imp}	Pressão de Impulsão
$P_{saída}$	Pressão de Saída
P_{vapor}	Pressão de vapor do líquido
ΔP	Diferença entre pressão de impulsão e admissão
ΔP_{tubos}	Perda de carga nos tubos
PD	Pressão de projeto
Qf	Fluxo de Calor do Forno (W)

Q	Vazão Mássica
Q_A	Fluxo de Calor do Ar (W)
Q_{ar}	Vazão de Água de Refrigeração
Q_c	Calor que o Recipiente Recebe em caso de fogo extremo
Q_{cond}	Calor Trocado no Condensador
Q_F	Fluxo de Calor do Combustível (W)
Q_G	Fluxo de Calor dos Gases de Exaustão (W)
$Q_{produtodetopo}$	Vazão do Produto de Topo
Q_R	Fluxo de Calor dos Gases
$Q_{refluxo}$	Calor Fornecido pelo Refluxo
Q_S	Fluxo de Calor do Vapor de Atomização (W)
Q_{vap}	Vazão Volumétrica de Vapor
Q_W	Fluxo de Calor Perdido para as Paredes do Forno (W)
$Q_{m\acute{a}x}$	Vazão máxima de vapor (m^3/h)
Q_{fundo}	Vazão de líquido para o reboiler (m^3/h)
Q_{liq}	Vazão de líquido (m^3/h)
r	Coefficiente de formação de depósito($hm^2\text{o}C/kcal$)
r_f	Coefficiente de Deposição do Fluido Frio de Processo
r_q	Coefficiente de Deposição do Fluido Quente de Processo
$S_{m\acute{i}n}$	Área superficial mínima (m)
S_{min}	Seção Transversal Mínima (m)
t	Vida do Projeto em anos
T_e	Temperatura de entrada ($^{\circ}C$)
T_s	Temperatura de saída ($^{\circ}C$)
TIR	Taxa Interna de Retorno
U	Coefficiente Global de Transferência de Calor

V	Volume
VAL	Valor Líquido Atualizado
v_{limite}	Velocidade Limite
V_{util}	Volume Útil
X	Fator de complexidade
W	Peso da coluna (kg)
W_a	Potência absorvida
W_h	Potência hidráulica
W_{reator}	Peso do Material do Reator
W_m	Potência do motor
\dot{q}	Densidade de Fluxo de Calor (W/m^2)
α	Fator de Eficiência de Absorção
λ	Calor latente
η	Eficiência do Combustível
η_h	Rendimento hidráulico
η_m	Rendimento do motor
ρ	Densidade do fluido
ρ_l	Densidade do Líquido
ρ_v	Densidade do Vapor
ρ_{agua}	Densidade da Água
η_h	Rendimento Hidráulico
η_{motor}	Rendimento do Motor
ϕ_h	Porosidadde ou Fração de Vazios
μ	Viscosidade do Fluido
σ	Constante de Stephen-Boltzman ($W.m^{-2}.K^{-4}$)
ϕ	Porosidade ou Fração de Líquidos

Sumário

1	Introdução	25
2	Especificações de Projeto	27
2.1	Objetivo	27
2.2	Critérios Gerais	27
2.3	Matéria Prima	27
2.4	Seção de Destilação	28
2.5	Seção de Reação	28
2.6	Seção de Stripping	29
2.7	Serviços Auxiliares	29
2.8	Custos Considerados	30
2.8.1	Custos	30
2.8.2	Preços	30
3	Descrição do Projeto	33
4	Integração no Complexo Industrial	35
5	Dimensionamento de Equipamentos	37
5.1	Bombas	37
5.2	Colunas de Destilação	38
5.2.1	Coluna de Destilação C-1	39
5.2.2	Coluna de Destilação Stripping C-2	39
5.2.3	Dimensionamento	39
5.2.4	Otimização	42
5.3	Forno	49
5.3.1	Dimensionamento	49
5.3.2	Custo	56
5.3.3	Combustível	57
5.4	Reator	57
5.5	Trocadores de Calor	59
5.5.1	Dimensionamento	61
5.5.2	Descrição	63
5.5.3	Custo	66
5.6	Pulmão	66
5.7	Separador Gás-líquido	68

6	Controle, Instrumentação e Segurança	71
6.1	Instrumentação de Controle	71
6.1.1	Bombas	71
6.1.2	Trocador de calor	71
6.1.3	Forno	72
6.1.4	Análise HAZOP	72
6.1.4.1	Considerações iniciais de análise do sistema	73
6.1.4.2	Palavras-chave	73
6.1.5	Reator	75
6.1.6	Coluna de Destilação	76
6.1.7	Vasos	76
6.2	Alarmes e Encravamentos	76
6.2.1	Alarme	76
6.2.2	Encravamentos	77
6.3	Tubulações	78
6.4	Válvulas de Segurança	78
6.5	Diagrama de Interconexões	82
6.6	Diagrama P&ID	83
7	Análise de Impacto Ambiental	87
7.1	Emissões Atmosféricas	88
7.1.1	Dióxido de Carbono (CO_2)	88
7.1.2	Monóxido de Carbono (CO)	89
7.1.3	Sulfeto de Hidrogênio (H_2S)	89
7.1.4	Gás Hidrogênio (H_2)	90
7.1.5	Hidrocarbonetos Leves (etano, propano, isobutano, n-butano, pentanos e insaturados)	90
7.2	Efluentes Líquidos	90
7.2.1	Área de utilidades da planta química	91
7.2.2	Água de Resfriamento	91
7.2.3	Águas cinzas (limpeza e lavagem)	91
7.2.4	Água pluvial	91
7.3	Resíduos Sólidos	92
7.3.1	Catalisador seção de hidrogenação (Cobalto – Molibdênio)	92
7.3.2	Leito de dessulfuração (Óxido de Zinco)	92
7.3.3	Lodos da estação de tratamento de água e esgoto	92
7.4	Revisão das espécies poluentes em cada seção da planta	93
7.5	Compensação de carbono emitido	93
8	Avaliação Econômica	95

8.1	Descrição	95
8.2	Investimento e Custos	95
8.3	Capital de Giro e Investimento Total	98
8.4	Vendas/Receita	99
8.5	Custos Anuais	99
8.6	Avaliação de Rentabilidade	100
8.6.1	Sensibilidade de Rentabilidade	105
Considerações Finais		113
Referências		115
Anexos		117
ANEXO A Alarmes		119
ANEXO B Bombas		121
ANEXO C Colunas de Destilação		127
ANEXO D Correntes de Materiais		133
ANEXO E Dimensões Forno		165
ANEXO F Reator		167
ANEXO G Encravamentos		169
ANEXO H Instrumentos de Controle		171
ANEXO I Laços de Controle		176
ANEXO J Separador Gás-Líquido		179
ANEXO K Serviços Auxiliares		181
ANEXO L Tanques de Armazenagem		183
ANEXO M Trocadores de Calor		185
ANEXO N Tubulações		195
ANEXO O Válvulas		211

1 Introdução

O Propel-45 (nome comercial), é uma mistura de etano, propano, isobutano, n-butano, pentanos e insaturados chamada, Gás Liquefeito do Petróleo (GLP). A composição desta mistura é variável em termos percentuais e deve conter no máximo 1% de etano, 15 a 20% de propano, 80 a 85% de isobutano, no máximo 4% de n-butano, 0,05% de pentanos e 0,1 de insaturados.

Essa mistura, extremamente inflamável, apresenta as seguintes características físico-químicas apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1 – Propriedades físico-químicas para o PROPEL-45.

Pressão de vapor a 20 °C, ($kg.cm^{-2}.g^{-1}$)	$3,2 \pm 0,2$
Enxofre, (ppm)	5 máx
Resíduo ($mL.100.mL^{-1}$)	0,1 máx
Acidez do resíduo	Neutro
Saturados, (%)	99,5 mín
Cor	Incolor
Umidade, (ppm)	25 máx

2 Especificações de Projeto

2.1 Objetivo

A planta processará 14 toneladas por hora de carga da fração C_4 da refinaria, o que, a princípio, resultaria em uma produção de 30000 toneladas por ano de PROPEL-45. No entanto, verificou-se que a produção anual, para essa alimentação será de 47.040 toneladas. Por fim, a planta poderá operar 8000 horas por ano, o equivalente a 333,3 dias.

2.2 Critérios Gerais

As principais características do projeto são enunciadas a seguir:

- Fator de operação: 8000 h.ano^{-1} ;
- Capacidade mínima: 60% da capacidade de projeto;
- Sobredimensionamento dos equipamentos:
 - Bombas de cargas e produtos: 110%
 - Bombas de refluxo de colunas: 120%
 - Trocadores de calor: 110%
 - Colunas de fracionamento (hidráulica): 120%
- Temperatura mínima de resfriamento com água de refrigeração: 40°C
- Coeficiente de formação de depósito:
 - Hidrocarbonetos: $0,0003 \text{ hm}^2.\text{°Ckcal}^{-1}$
 - Vapor de água e água de caldeiras: $0,0001 \text{ hm}^2.\text{°Ckcal}^{-1}$
 - Água de refrigeração: $0,0004 \text{ hm}^2.\text{°Ckcal}^{-1}$

2.3 Matéria Prima

A qualidade da alimentação possui a seguinte composição molar descrita na Tabela 2.

O outro reagente em questão é o gás hidrogênio de aporte que possui a seguinte composição em percentual molar segundo da Tabela 3.

Tabela 2 – Composição percentual molar da alimentação.

% em mol	PROPANO	BUTANO
Propileno	1,70	0,00
Propano	88,40	5,00
Isobutano	6,30	24,60
1-buteno	0,30	1,22
Isobuteno	0,00	0,60
n-butano	3,30	67,60
n-petano	0,00	0,89
Enxofre total (ppm)	10 máx	10 máx

Tabela 3 – Composição molar percentual do gás hidrogênio de aporte.

% em mol	H_2 de Aporte
Hidrogênio	90,0
Metano	6,4
Etano	1,9
Propano	1,5
Isobutano	0,2

2.4 Seção de Destilação

O dimensionamento da coluna de destilação é definido pela obtenção do produto isobutano (principal componente da mistura de PROPEL-45), considerando os seguintes requisitos: recuperação i-C4 maior ou igual à 96% e a pureza $i - C_4$ topo ($1 - C_4 = + nC_4$) inferior à 1,85%.

2.5 Seção de Reação

A reação de hidrogenação terá um catalisador sólido de óxidos de Co e Mo. As seguintes condições de operação são obtidas experimentalmente são listas a seguir:

- Temperatura de entrada ao reator: 320 °C
- Velocidade espacial: $2,2 \text{ m}^3$ carga líquida a $15 \text{ }^\circ\text{C h}^{-1} \text{ m}^{-3}$ de catalisador
- Pressão de entrada ao reator: $28,5 \text{ kg cm}^{-2} \text{ g}^{-1}$
- Pressão parcial de hidrogênio na entrada: $4,0 \text{ kg cm}^{-2} \text{ g}^{-1}$

A reação de dessulfuração contará com um leito de ZnO de capacidade de absorção química de $595 \text{ kg } H_2S \text{ m}^{-3} \text{ ZnO}$. O catalisador tem vida útil de 2 anos.

As reações ocorrem em condições de conversão total (tanto no caso da saturação de olefinas como na dessulfuração).

O reator possuirá dois fatores determinantes: a temperatura que afeta decisivamente à velocidade de reação. Caso ela for demasiadamente baixa, precisará de uma maior quantidade de catalisador para completar a reação, mas caso ela for demasiadamente alta, aumentará a desativação do catalisador, implicando tempos de vida mais curtos; e a pressão parcial do hidrogênio de aporte que sempre favorece a reação de hidrogenação, mas determinado incremento dela tem como consequência o aumento na vazão do hidrogênio de aporte.

Por isto, a operação ocorre em condições de pressão parcial levemente superior à mínima requerida para o correto desenvolvimento da reação (valores abaixo dela, não se garante que a reação aconteça). Além disso o reator possuirá as seguintes características:

- Os dois leitos de catalizadores serão dispostos nele
- O calor liberado pela reação de olefinas (exotermicidade) será aproveitado no leito de hidrogenação
- A velocidade mássica mínima no reator é de 3000 kg.h.m^{-2}

2.6 Seção de Stripping

O dimensionamento desta coluna é definido pela obtenção do produto isobutano, onde existe limitação no teor em propano, considerando os seguintes requisitos: a recuperação $i - C_4$ é maior ou igual à 97,0% e a pureza do produto é menor que 2% molar.

2.7 Serviços Auxiliares

A água de refrigeração possuirá as seguintes especificações:

- Temperatura de entrada: 31 °C
- Temperatura de saída: 49 °C
- Pressão de projeto: $8,0 \text{ kg.cm}^{-2}.g^{-1}$

Já o vapor possuirá as seguintes especificações descritas na Tabela 4.

- Máxima contrapressão no coletor de tocha $0,4 \text{ kg.cm}^{-2}.g^{-1}$

Água de caldeiras possuirá as seguintes especificações:

Tabela 4 – Tabela de especificações de condições para o vapor.

Medida	Alta	Média	Alta
T (°C)	390	297	218
P ($kg.cm^{-2}.g^{-1}$)	38,0	16,0	4,5
T Projeto (°C)	420	330	240
P Projeto ($kg.cm^{-2}.g^{-1}$)	42	19	7

- Pressão de entrada: $10\ kg.cm^{-2}.g^{-1}$
- Temperatura de entrada: $120\ ^\circ C$

2.8 Custos Considerados

Durante a avaliação econômica foram adotados os seguintes valores de custos e preços para serviços (pessoal, manutenção e seguros), materiais, produtos, utilidades, e engenharia de processo, conforme a seguir:

2.8.1 Custos

- • Pessoal:
 - R\$ 180.000,00 por operador em um ano
- Manutenção e seguros: 3% do investimento ao ano.

2.8.2 Preços

- Preços de matérias e produtos comercializados:
 - Propelentes: R\$ 1.000,00 em cada tonelada
 - Butano/propano comercial: R\$ 540,00 em cada tonelada
 - Gás hidrogênio: R\$ 780,00 em cada tonelada
 - Gás residual: R\$ 280,00 em cada tonelada
- Utilidades
 - Vapor de alta pressão: R\$ 41,62 em cada tonelada
 - Vapor de média pressão: R\$ 35,41 em cada tonelada
 - Vapor de baixa pressão: R\$ 29,20 em cada tonelada

- Eletricidade: R\$ 0,189 em cada kWh
- Água de refrigeração (circulante): R\$ 0,135 em cada m^3
- Água fresca de aporte: R\$ 2,16 em cada tonelada
- Ar de instrumentos: R\$ 0,036 em cada $N.m^3$
- Água de caldeiras: R\$ 5,80 em cada tonelada
- Condensado: R\$ 5,4 em cada tonelada
- Água de processo: R\$ 2,97 em cada tonelada
- Fuel-gás (poder calorífico inferior $11.000 \text{ kcal.kg}^{-1}$): R\$ 360,00 em cada tonelada
- CO_2 (emissão de $55 \text{ kg } CO_2 \text{ GJ}^{-1}$): R\$ 67,50 em cada tonelada
- Catalisador MR\$ 2,25 a cada dois anos
- Licença e engenharia básica: serão considerados preços de MR\$ 2,7 e MR\$ 1,35, respectivamente, para estes conceitos

3 Descrição do Projeto

O projeto é dividido em três grandes seções: Destilação, Reação e Stripping. Em cada uma possui diferentes equipamentos e objetivos.

Na seção de destilação a fração C4 passa através do trocador E-1 onde é aquecida para a alimentação da coluna C-1 (desisobutanizadora) para separação de butano. Os vapores do topo desta coluna passam através do condensador com água E-2, onde eles são condensados e armazenados no acumulador de topo C-3. O líquido do acumulador é usado em parte como refluxo de topo da coluna e a outra parte, constituída pelo isobutano produto, é destinada a seção de reação.

O produto de fundo da coluna C-1 é enviado em parte para formar a corrente vapor da coluna através da passagem pelo refeedor com vapor E-3. Já o resto, butano produto, é resfriado pelo trocador E-1 que troca calor com a alimentação e com água no resfriador E-9, para assim ser enviado para armazenagem.

A seção de reação recebe corrente de isobutano que é misturada com gás hidrogênio de aporte e com propano (carga-effluente do reator). Depois a mistura é pré-aquecida no trocador E-4 passando através do forno F-1, onde se alcança a temperatura de reação. Após esse processo, a mistura alimenta o reator R-1.

O reator R-1 é formado por dois leitos com diferentes tipos de catalisadores em cada um deles. O primeiro leito é o do catalisador específico para as reações de hidrogenação de olefinas e dessulfuração, já o segundo leito é de óxido de zinco para a absorção do H_2S produzido no primeiro leito. O isobutano produto effluente do reator R-1 é passado para o trocador E-4 onde é resfriado por meio da troca calor diretamente com a alimentação do reator. Em seguida, ele passa através do trocador E-5 para ser resfriado até a temperatura adequada para alimentação da coluna stripper C-2.

A seção de stripping possui a coluna C-2 onde os vapores do topo passam através do condensador com água E-6 e assim são enviados ao acumulador de topo C-4. Os gases do acumulador são destinados à unidade de concentração de gases, enquanto o líquido do acumulador é usado como refluxo ao topo da coluna.

Uma parte do produto de fundo da coluna stripper é refluxada através do refeedor com vapor E-7 e o resto, PROPEL-45, envia-se a armazenagem após resfriamento com água no trocador E-8.

4 Integração no Complexo Industrial

A planta se instalará e integrará uma refinaria de petróleo. Então, as matérias primas serão recebidas desde unidades ou tanques de armazenamento já existentes. O butano produto será enviado a armazenamento existente. Será previsto um armazenamento de produto para 15 dias de operação.

Para contemplar a produção de especialidades diferentes, a capacidade total se distribuirá em 6 equipamentos. Os tanques estarão situados a uma distância linear de 500 m com uma cota de 30 m acima da planta.

A planta contará com seu próprio sistema de fornecimento de água de resfriamento, que será projetado para o dobro do consumo. O coletor de tocha da planta se conectará com o coletor geral do complexo, já que a tocha disponível dispõe da capacidade suficiente para absorver as novas descargas.

A planta possui os seguintes limites de bateria apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Os limites de bateria da planta.

Substância	P ($kg.cm^{-2}g^{-1}$)	T ($^{\circ}C$)
Fração de C_4	8	40
Propano	20	40
Hidrogênio	60	40
PROPEL-45	24,9	40
Butano LPG	10	40
Gases a UCG	11	40

5 Dimensionamento de Equipamentos

5.1 Bombas

Para garantir o transporte dos fluidos nas pressões adequadas foram utilizadas bombas centrífugas na planta. Um total de cinco bombas foram empregadas, sendo que, duas dessas operam o refluxo das colunas de destilação. Para garantir o funcionamento da planta, todas as bombas contam com uma bomba reserva, para casos de pane. Os dados utilizados para o projeto das bombas são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 – Parâmetros de projeto das bombas.

	P-100	P-101	P-102	P-103	P-104
Pressão de Admissão ($kg.cm^{-2}$)	7,33	7,73	21,03	0,43	1,64
Pressão de Impulsão ($kg.cm^{-2}$)	11,03	30,93	30,93	28,60	26,26
Delta P (bar)	3,62	22,75	9,70	33,8	31,50
Vazão ($m^3.h^{-1}$)	12,98	11,36	0,77	67,61	18,32
Massa Específica ($kg.m^{-3}$)	556,7	518	480,2	513	479,5

O dimensionamento das bombas foi realizado por meio da potência absorvida, que por sua vez depende da vazão da operação e a diferença de pressão entre a aspiração e a impulsão da bomba. A pressão de admissão é dada pela Equação 5.1.

$$P_{adm} = \rho \cdot g \cdot h + P_{entrada} \quad (5.1)$$

Sendo que ρ é a densidade do fluido do processo, g a aceleração da gravidade e h é a altura da coluna de líquido. A pressão de impulsão é dada pela Equação 5.2.

$$P_{imp} = \rho \cdot g \cdot h + P_{saída} - \Delta P_{tubos} \quad (5.2)$$

ΔP_{tubos} representa a perda de carga nos tubos e os demais equipamentos. Valores usuais para a perda de carga nos tubos dentro da planta variam de 0,05 – 0,1, enquanto nos equipamentos é dada pela diferença de pressão na entrada e na saída do equipamento. Os valores de diferença de pressão e vazão foram sobre dimensionados em 20% do valor normal. Com esses valores é possível calcular a potência absorvida (Equação 5.3).

$$W_a = \frac{Q \cdot \Delta P}{27,4} \quad (5.3)$$

Sendo que os 27,4 é um fator de conversão para C.V. A partir do valor da potência absorvida pode ser calculado o valor da potência hidráulica (Equação 5.4) e, após isso, o valor da potência elétrica (Equação 5.5).

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} \quad (5.4)$$

$$W_{motor} = \frac{W_h}{\eta_{motor}} \quad (5.5)$$

Onde η_h representa o rendimento hidráulico e η_{motor} o rendimento do motor, cujos valores escolhidos foram 0,3 e 0,85 respectivamente. No projeto de bombas deve-se atentar se as mesmas atendem o critério $NPSH_{disponível} > NPSH_{requerido}$ para evitar o fenômeno da cavitação, que diminui a vida útil das bombas. Para esse fim, o NPSH das bombas foi calculado de acordo com a Equação 5.6.

$$NPSH = \frac{P_{asp} - P_{vapor}}{10} \times \rho \quad (5.6)$$

O custo do imobilizado é dado pelo custo do motor e da carcaça, que são calculados por meio da Equação 5.7. (TOWLER et al., 2013)

$$C_{2006}(US\$) = a + bS^n \quad (5.7)$$

Onde, para o motor, $a = 920$, $b = 600$, $n = 0,7$ e $S = W_{motor}$, e para a carcaça $a = 3300$, $b = 48$, $n = 1,2$. Como cada bomba conta com uma bomba reserva o valor do custo deve ser dobrado. Os valores obtidos estão expressos na Tabela 7.

Tabela 7 – Valores de custo das bombas.

	P-100	P-101	P-102	P-103	P-104
Custo Motor	3669,40	9966,95	1683,29	33208,05	11555,99
Custo Centrífuga	3523,82	3490,51	3307,64	4743,15	3638,3
Custo Bomba	14386,46	26914,92	9981,87	75902,39	30388,58
Investimento (2017 R\$)	232327,13	434649,30	161197,35	408674,21	521942,70

5.2 Colunas de Destilação

A coluna de destilação é um vaso cilíndrico de diâmetro constante, que tem como principal função separar substâncias por diferença de volatilidade. Essa separação acontece pela transferência de massa e calor das correntes ascendentes e descendentes ao

longo da coluna, de modo que os compostos mais leves saem pelo todo da coluna e os compostos mais pesados pelo fim da coluna.

5.2.1 Coluna de Destilação C-1

A primeira coluna de destilação (C-1), é uma coluna deisobutanizadora, que faz a separação da mistura de butano e dos demais hidrocarbonetos. A coluna foi projetada para que seja recuperada uma fração de 96 %, molar de isobutano, sendo esse com uma pureza limitante. O produto de topo vai para o condensador, E-2, onde ele é condensado e encaminhado para o pulmão acumulador, C-3, parte do produto que é enviado para o pulmão retorna para a coluna como refluxo de topo, o restante do isobutano é enviado para a sessão de reação. Já produto de fundo da coluna, C-1, butano, é enviado para o refeedor, E-3 onde ele forma a corrente de vapor que passa pela coluna, o restante do butano, é para a armazenagem, passando pelo trocador, E-1.

5.2.2 Coluna de Destilação Stripping C-2

A coluna stripping realiza a separação por destilação de componentes leves provenientes do gás H_2 .

Na coluna C-2, o vapor do topo da coluna stripping passa através do condensador E-6, o qual faz uso de água de refrigeração, e é enviado ao separador de topo C-4. Os gases do separador são enviados a uma unidade de concentração de gases. O líquido do acumulador é enviado como refluxo ao topo da coluna. Uma parte do produto de fundo da coluna stripping é refluxada através do refeedor E-7, utilizando o vapor, e a outra parte, considerada o produto de fundo de interesse, PROPEL-45, é enviado à armazenagem após o resfriamento com água de refrigeração no trocador E-8.

5.2.3 Dimensionamento

O custo da coluna de destilação, analogamente ao custo dos outros vasos sob pressão, é uma função do peso do material utilizado em sua construção, que por sua vez, depende da altura, do diâmetro mínimo e da espessura da coluna. A seção mínima que a torre deverá possuir é aquela que resulte na maior velocidade ascendente de vapor possível para que não ocorra gotejamento do líquido pelas aberturas dos pratos e, também, para que não haja arraste do líquido por parte do vapor ascendente. Para dimensionar tal especificação, utiliza-se a Equação 5.8. Esta equação relaciona a velocidade limite (v_{limite}) às densidades do líquido (ρ_l) e do vapor (ρ_v) no prato de maior vazão volumétrica de gás.

$$v_{limite} = 3600.0, 3038.0, 23. \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_v)}{\rho_v}} \quad (5.8)$$

A seção transversal mínima (S_{min}), necessária para manter a vazão de vapor máxima dentro da coluna (Q_{max}), pode ser calculada pela Equação 5.9

$$S_{min} = \frac{Q_{máx}}{v_{limite}} \quad (5.9)$$

Como a seção transversal é circular, o diâmetro mínimo (D_{min}) pode ser calculado a partir da Equação 5.10

$$D_{min} = \sqrt{\frac{(4 + S_{min})}{\pi}} \quad (5.10)$$

O critério de sobredimensionamento na coluna de destilação para que se garanta segurança na operação é de 120%.

A altura de uma coluna de destilação depende do espaçamento entre os pratos e da altura mínima no fundo da torre para reter o resíduo por um tempo determinado. Para determinar a altura mínima do fundo (h_{fundo}), calcula-se o volume do fundo multiplicando a vazão de produto de fundo (Q_{fundo}) por um tempo de retenção de 10 minutos (ou 1/6 de hora) e divide-se este volume pela seção transversal mínima, como mostra a Equação 5.11.

$$h_{fundo} = \frac{1}{6} \cdot \frac{Q_{fundo}}{S_{min}} \quad (5.11)$$

O espaçamento entre pratos tem valor típico de 460 mm. Os pratos de fundo, de topo e de alimentação necessitam de maiores espaçamentos. Tipicamente, utiliza-se 910 mm para os pratos de fundo e de topo e 610 mm para o de alimentação. Sendo assim, a altura da torre (h_{coluna}) pode ser calculada pela Equação 5.12, sendo esta uma função do número de pratos (NP).

$$h_{coluna} = 0,91.2 + 0,61 + 0,46.(NP - 2) + h_{fundo} \quad (5.12)$$

A espessura da coluna de destilação é calculada pela Equação 5.13

$$e = \frac{PD \cdot \frac{D_{coluna}}{2} \cdot 1000}{S_t \cdot E - 0,6 \cdot PD} \quad (5.13)$$

Onde (PD) é a pressão de desenho, (D_{coluna}) se refere ao diâmetro da coluna, (S_t) constante de material e (E) constante de ajuste.

O peso do material utilizado para a construção da coluna de destilação (W) é dado pela Equação 5.14 e o fator de complexidade (X) assume valor 4 para a coluna.

$$W = 24,6 \cdot D_{coluna} \cdot (h_{coluna} + 0,8 \cdot D_{coluna}) \cdot (e + X) \quad (5.14)$$

O custo da torre de destilação (C_{coluna}), fabricada em aço carbono, é dado pela Equação 5.15.

$$C_{coluna} = -400 + 230.W^{0,6} \quad (5.15)$$

Já o custo dos pratos depende do diâmetro da torre e do número de pratos e é dado pela Equação 5.16

$$C_{pratos} = NP.(130 + 140.D_{coluna}^2) \quad (5.16)$$

O custo total da coluna é dado pela soma entre os custos da coluna e dos pratos.

Além da otimização do número de pratos da coluna em torno dos custos de fabricação, os custos operativos também devem ser levados em consideração. Os serviços auxiliares são avaliados para o consumo nos 15 anos de operação da planta (horizonte temporal considerado para avaliação econômica da planta), que leva em conta o consumo de água de refrigeração pelo condensador (E-6), o consumo de vapor pelo refeedor (E-7) e dos gastos de eletricidade com a bomba de refluxo (P-104). O custo do fornecimento de água de refrigeração depende da vazão desta (Q_{ar}), que por sua vez depende do calor trocado no condensador (Q_{cond}), do calor específico da água (Cp_{agua}), da densidade da água (ρ_{agua}) e das temperaturas de entrada (T_e) e saída (T_s).

$$Q_{ar} = \frac{Q_{cond}}{\rho_{agua}.Cp_{agua}.(T_s - T_e)} \quad (5.17)$$

Sendo assim o custo da água de refrigeração (CAR) é dado pela Equação 5.18

$$C_{ar} = 15.Q_{ar}.0,189.8000 \quad (5.18)$$

Já o custo do fornecimento de vapor depende do calor latente da água (λ) à temperatura de operação e do calor fornecido para a corrente de refluxo ($Q_{refluxo}$). O calor latente é dado pela equação de Regnault, Equação 5.19.

$$\lambda = 605 - 0,695.T \quad (5.19)$$

E o custo do vapor (C_{vap}) ao final dos 15 anos é dado pela Equação 5.20.

$$C_{vap} = 15.\frac{Q_{refluxo}}{\lambda.1000}.29,20.8000 \quad (5.20)$$

O custo de fornecimento de energia elétrica (C_{ele}) é dado pelo produto da potência consumida pela bomba pelo preço do serviço e pelo fator de operação para 15 anos, como mostra a Equação 5.21.

$$C_{ele} = 15.P.8000.0,189 \quad (5.21)$$

Os custos auxiliares totais são dados pela soma dos custos de água de refrigeração, vapor e eletricidade.

5.2.4 Otimização

A otimização da coluna de destilação foi feita encontrando o número de pratos da coluna que minimiza o investimento, considerando tanto o custo de materiais quanto o custo operativo da coluna.

Para definir o ótimo econômico, foi variado o número de pratos da coluna de destilação e para cada caso, foram calculados os preços da coluna, do condensador de topo, do vaso separador, da bomba de refluxo, do refeedor de fundo e dos serviços auxiliares. Inicialmente, determinou-se o refluxo mínimo, para isso foi usado o Aspen Hysys, onde se variou o número de pratos até que não houvesse mais separação (pratos infinitos) no qual corresponde ao refluxo mínimo. Este refluxo foi multiplicado por 1,2 para se obter o refluxo ótimo. Com o refluxo ótimo foi possível determinar o número de estágios ótimo relacionado apenas a coluna.

Em seguida, com auxílio do Aspen HYSYS, foi feita a simulação da coluna de destilação considerando intervalos de números de pratos para se obter o melhor custo.

Para a coluna de destilação C-1, a otimização foi realizada, e os resultados estão representados na Figura 1.

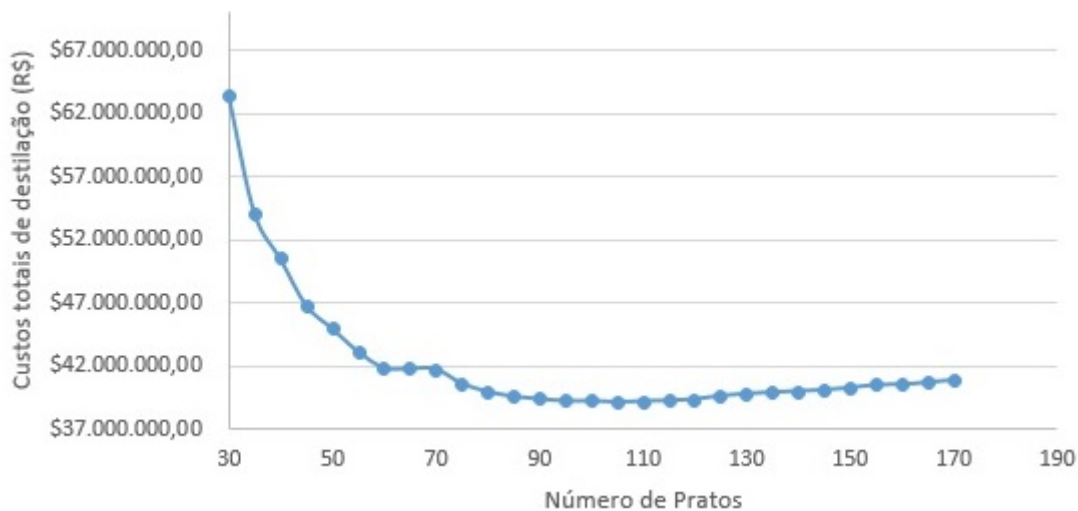


Figura 1 – Otimização do número de pratos ótimo da coluna de destilação C-1.

Com a Figura 1 foi possível concluir que o número ótimo de pratos da coluna foi de 105, a qual gerou o menor custo dentre as colunas avaliadas.

A coluna de destilação C-2 foi projetada considerando que a composição molar do produto de fundo seja 97,0% (molar) de isobutano, sendo este o produto de interesse, com limitação do teor de propano.

No gráfico da Figura 2 são ilustrados os resultados obtidos para a coluna de destilação stripping C-2.

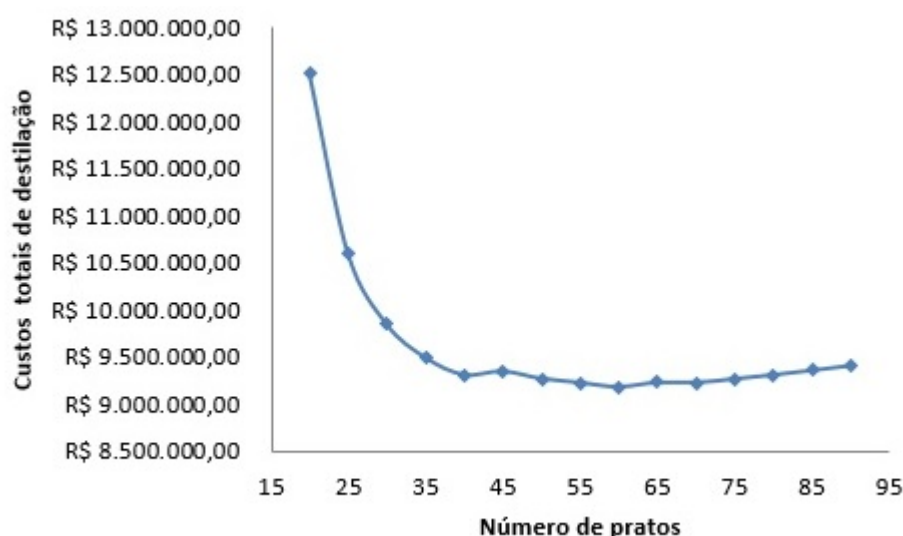


Figura 2 – Otimização do número de pratos ótimo da coluna de destilação Stripping C-2.

Na Figura 2 é possível verificar, para a coluna de destilação de stripping C-2, que a coluna com 60 pratos foi a que gerou menor custo.

Após a otimização quanto ao número de pratos, é necessário avaliar qual o melhor prato de alimentação. Para isso, variou-se na simulação o prato de alimentação da coluna e calculou-se os custos operacionais para cada caso. O prato ótimo de alimentação é o que resulta em menor custo de operação.

No gráfico da Figura 3 estão ilustrados os resultados obtidos apenas para as configurações de alimentação da coluna de destilação C-1.

A partir do gráfico da Figura 3 de otimização foi possível determinar que o prato de alimentação que retornou o menor custo foi o prato 30.

No gráfico da Figura 4 são ilustrados os resultados obtidos apenas para as configurações de alimentação nos pratos 10 a 45, para visualização do ponto ótimo, apenas para a coluna de destilação de stripping C-2.

Na Tabela 8 estão dispostos os dados da coluna de destilação C-1 otimizada com 105 pratos e com a alimentação no prato 30.

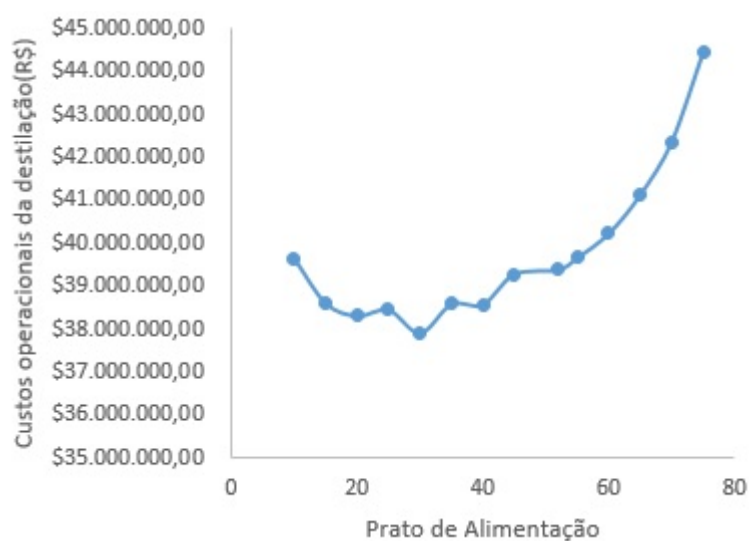


Figura 3 – Otimização do prato de alimentação para coluna de destilação C-1.

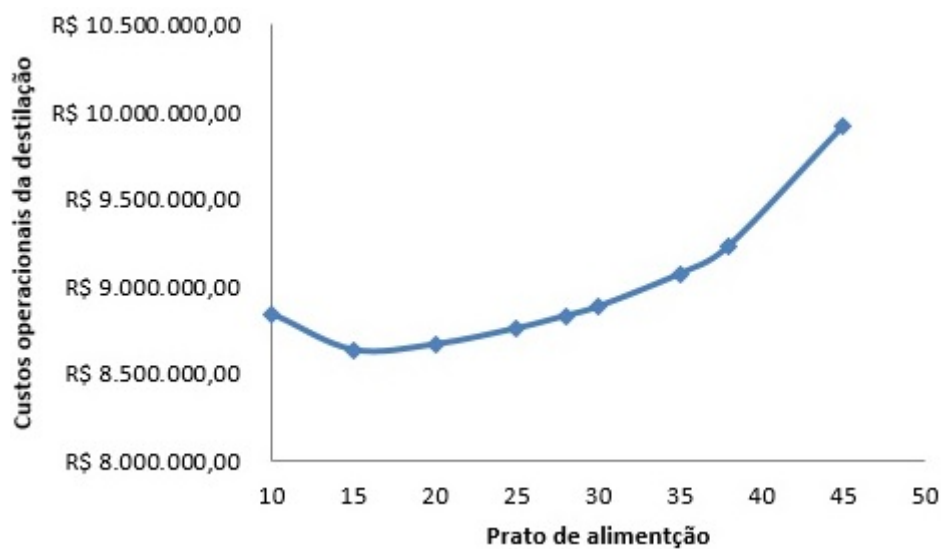


Figura 4 – Otimização do prato de alimentação para coluna de destilação stripping C-2.

Tabela 8 – Dimensionamento da coluna C-1 cilíndrico.

Número de pratos	105
Prato de alimentação	60
Altura (m)	52,65
Diâmetro (m)	1,68
Espessura (mm)	6,29
Peso (kg)	22946
Custo (R\$2017)	37.920.792,68

Na Tabela 9 são apresentados os parâmetros para a coluna de destilação stripping C-2 otimizada de 60 pratos com alimentação no prato 15.

Tabela 9 – Dimensionamento da coluna C-2 cilíndrico.

Número de pratos	60
Prato de alimentação	15
Altura (m)	37,67
Diâmetro (m)	0,79
Razão de refluxo	160,1
Espessura (mm)	4,55
Peso (kg)	6370,78
Custo (R\$2017)	978.325,13

A otimização da coluna de destilação é feita em função do número de pratos da coluna e, também do consumo de serviços auxiliares (água de refrigeração, vapor e eletricidade) e dos custos dos equipamentos necessários para o funcionamento da coluna. Sendo assim o ótimo econômico é encontrado variando o número de pratos da coluna de destilação e para cada caso, é calculado os preços da coluna, do condensador de produto de topo, do separador, da bomba de refluxo, do refeedor de produto de fundo e dos serviços auxiliares. Com a determinação do menor custo e com isso a melhor configuração da coluna, é feita a determinação do melhor prato de alimentação, que vai ser aquele que gerar o menor custo.

Na Tabela 10, são apresentados os parâmetros (razão de refluxo, vazão máxima de vapor, velocidade limite, seção transversal mínima, diâmetro mínimo, altura, peso e custo da torre) para cada variação do número de pratos (NP) da coluna de destilação C-1.

Na Tabela 11, são apresentados os parâmetros (razão de refluxo, vazão máxima de vapor, velocidade limite, seção transversal mínima, diâmetro mínimo, altura, peso e custo da torre) para cada variação do número de pratos (NP) da coluna de destilação C-2.

Pela Tabela 11 é possível verificar que quanto maior o número de pratos maior o custo da coluna. Entretanto, isso não é válido para os casos com menos número de pratos, pois a razão de refluxo aumenta muito quando se tem poucos pratos na coluna de destilação. Uma razão de refluxo muito alta implica em maior diâmetro da coluna de destilação, além de maiores tamanhos do refeedor e do condensador e altos consumos de água de refrigeração e vapor de aquecimento, gerando maiores custos totais.

Analisando, o consumo de serviços auxiliares ao longo dos 15 anos de operação da planta para diferentes números de pratos, tem-se os seguintes dados da Tabela 13 e

Tabela 10 – Parâmetros da coluna de destilação C-1 em função do número de pratos.

NP	Refluxo	$Q_{max} (m^3.h^{-1})$	$v_{limite} (m.s^{-1})$	$s_{min} (m)$	$D_{min} (m)$	$h_{torre} (m)$	$W_{torre} (kg)$
80	4,802	2161	0,344	1,743	1,787	41,116	19636,190
85	4,729	1989	0,345	1,600	1,713	43,508	19568,812
90	4,671	1974	0,344	1,592	1,708	45,792	20495,433
95	4,625	1958	0,344	1,579	1,701	48,085	21374,100
100	4,634	1947	0,344	1,570	1,697	50,379	22280,969
105	4,619	1933	0,344	1,559	1,690	52,673	23156,309
110	4,562	1926	0,344	1,553	1,687	54,970	24081,772
115	4,538	1921	0,344	1,549	1,685	57,266	25020,005
120	4,519	1926	0,344	1,553	1,687	59,557	26043,313
125	4,503	1920	0,344	1,548	1,685	61,868	26974,983
130	4,49	1915	0,344	1,544	1,683	64,168	27907,308
135	4,48	1914	0,344	1,543	1,682	66,474	28879,552
140	4,472	1912	0,344	1,542	1,681	68,762	29832,935

Tabela 11 – Parâmetros da coluna de destilação stripping C-2 em função do número de pratos.

NP	Refluxo	$Q_{max} (m^3.h^{-1})$	$v_{limite} (m.s^{-1})$	$s_{min} (m)$	$D_{min} (m)$	$h_{torre} (m)$	$W_{torre} (kg)$
20	240	289,8	0,1593	0,5055	0,9627	22,38	4870,80
25	199,9	242,8	0,1624	0,4153	0,8726	23,06	4440,13
30	181,1	223,7	0,1646	0,3776	0,8320	24,68	4476,33
35	172,8	214,2	0,1651	0,3604	0,8129	26,64	4687,27
40	167,7	208,8	0,1656	0,3503	0,8014	28,74	4962,56
45	164,5	209,1	0,1651	0,3518	0,8031	31,02	5362,08
50	162,4	206	0,1650	0,3467	0,7973	33,21	5682,52
55	161,0	204	0,1650	0,3434	0,7935	35,43	6020,20
60	160,1	202,7	0,1650	0,3412	0,7909	37,68	6370,79
65	159,4	201,8	0,1652	0,3394	0,7888	39,94	6725,24
70	158,9	200,3	0,1652	0,3368	0,7859	42,21	7069,41
75	158,6	200,5	0,1653	0,3369	0,7859	44,49	7446,58
80	158,4	199,5	0,1654	0,3350	0,7837	46,77	7796,76
85	158,2	200,4	0,1649	0,3376	0,7867	49,07	8213,00
90	150,1	200,3	0,1646	0,3381	0,7873	51,38	8602,41

Tabela 12 para a coluna de destilação C-1 e C-2, respectivamente, sendo todos os valores em reais.

Tabela 12 – Custos água de refrigeração, vapor e eletricidade para coluna de destilação C-1.

Np	Custo AR	Custo vap	Custo eletricidade
80	2660000	23257829,84	7703921,839
85	2632000	23026791,8	7618477,097
90	2604000	22795753,75	7560534,314
95	2585333,33	22487703,03	7516382,097
100	2566666,66	22333677,66	7491370,015
105	2538666,66	22256664,98	7457948,215
110	2529333,33	22179652,3	7454570,389
115	2529333,33	22102639,62	7457576,777
120	2529333,33	22179652,3	7465635,333
125	2529333,33	22179652,3	7523555,647
130	2529333,33	22102639,62	7536952,138
135	2522419,96	22025626,94	7593707,885
140	2520000	22025626,94	7613678,898

Tabela 13 – Custos água de refrigeração, vapor e eletricidade para coluna de destilação stripping C-2.

Np	Custo AR	Custo vap	Custo eletricidade
20	857.733,33	7.085.166,71	2.032.632,24
25	704.666,67	5.814.457,46	1.673.905,74
30	642.133,33	5.298.472,49	1.530.139,34
35	609.466,67	5.036.629,38	1.459.252,75
40	590.800,00	4.882.604,01	1.420.313,19
45	588.933,33	4.867.201,48	1.424.522,42
50	578.666,67	4.782.487,53	1.404.207,32
55	571.200,00	4.720.877,38	1.392.738,99
60	566.533,33	4.674.669,77	1.385.757,14
65	562.800,00	4.651.565,97	1.383.275,20
70	558.133,33	4.620.760,90	1.381.653,34
75	558.133,33	4.613.059,63	1.382.769,23
80	556.698,46	4.613.059,63	1.385.696,06
85	558.135,54	4.605.376,57	1.391.428,98
90	557.669,19	4.603.104,48	1.399.028,91

A partir da Tabela 14, para a coluna de destilação C-1, conclui-se, então, que o caso ótimo é o da torre de destilação com 30 pratos.

A partir da Tabela 15, para a coluna de destilação stripping C-2, conclui-se, então, que o caso ótimo é o da torre de destilação com 60 pratos. Após definir o número de

Tabela 14 – Custo totais do processo de destilação da coluna C-1.

Número de pratos	C_{coluna}	$C_{pulmão}$	C_{bomba}	$C_{refervedor}$	$C_{condensador}$	$C_{auxiliares}$	C_{total}
30	2.217.960,16	187.330,38	635.505,53	764.742,01	2.641.397,50	56.984.313,81	63.431.249,38
35	2.219.289,55	171.906,04	563.306,22	729.607,84	2.229.538,87	48.132.149,06	54.045.797,58
40	2.317.098,79	167.440,40	543.795,18	714.089,62	2.064.996,50	44.645.505,72	50.452.926,21
45	2.402.325,17	160.186,85	511.428,18	699.831,01	1.912.228,31	41.052.648,19	46.738.647,71
50	2.531.137,46	155.013,97	488.852,29	693.347,02	1.839.661,92	39.209.001,56	44.917.014,22
55	2.642.512,84	151.358,93	473.362,51	685.906,39	1.742.755,81	37.396.003,47	43.091.899,95
60	2.763.666,44	148.650,15	462.219,34	680.307,01	1.687.485,22	36.060.064,48	41.802.392,64
65	2.935.880,13	148.712,21	463.932,78	678.903,96	1.673.468,99	35.850.257,86	41.751.155,94
70	3.110.089,59	146.463,35	455.072,33	680.307,01	1.608.428,92	35.714.108,41	41.714.469,61
75	3.288.969,16	144.989,02	449.019,67	671.868,83	1.687.485,22	34.326.726,38	40.569.058,29
80	3.462.004,74	143.661,17	444.637,14	669.506,46	1.583.585,88	33.621.751,68	39.925.147,07
85	3.443.041,32	142.687,50	441.332,34	668.093,11	1.566.958,33	33.277.268,89	39.539.381,51
90	3.593.146,79	142.053,01	439.061,50	666.673,54	1.553.569,88	32.960.288,07	39.354.792,78
95	3.734.021,38	141.426,78	437.308,20	665.252,64	1.544.107,23	32.666.431,14	39.188.547,38
100	3.878.646,51	140.960,89	436.276,19	664.780,29	1.534.989,78	32.545.739,71	39.201.393,36
105	4.017.278,74	140.428,29	434.927,63	663.858,58	1.520.052,55	32.330.292,54	39.106.838,34
110	4.163.340,65	140.144,95	434.713,07	663.385,66	1.520.052,55	32.249.902,04	39.171.538,92
115	4.310.813,27	139.915,72	434.740,10	662.912,58	1.515.514,46	32.166.562,41	39.230.458,54
120	4.471.928,04	139.729,90	434.958,39	662.439,33	1.515.514,46	32.097.608,29	39.322.178,41
125	4.616.282,27	139.850,16	437.052,13	662.912,58	1.515.514,46	32.232.541,28	39.604.152,89
130	4.760.777,67	139.806,44	437.470,34	662.912,58	1.515.514,46	32.245.937,77	39.762.419,26
135	4.910.918,68	139.959,41	439.514,21	662.439,33	1.512.155,17	32.218.767,47	39.883.754,26
140	5.058.388,75	139.467,19	440.177,85	661.965,92	1.510.979,72	32.159.305,84	39.970.285,27
145	5.203.535,99	139.401,45	438.793,94	661.965,92	1.506.448,33	32.115.245,95	40.065.391,57
150	5.349.705,88	139.313,74	439.448,54	661.965,92	1.506.448,33	32.134.943,37	40.231.825,78
155	5.495.428,17	139.697,09	442.679,95	661.965,92	1.506.448,33	32.223.676,04	40.469.895,50
160	5.641.952,63	139.193,06	441.005,59	661.492,34	1.506.448,33	32.103.986,67	40.494.078,63
165	5.788.176,21	139.149,16	441.857,72	661.492,34	1.506.448,33	32.129.011,05	40.666.134,81
170	5.929.840,62	139.149,16	442.916,57	661.555,55	1.504.223,00	32.168.981,74	40.846.666,65

Tabela 15 – Custo totais do processo de destilação da coluna C-2.

Número de pratos	C_{coluna}	$C_{pulmão}$	$C_{refervedor}$	$C_{condensador}$	C_{bomba}	$C_{auxiliares}$	C_{total} (MR\$)
20	728.732,77	451.814,63	261.031,40	449.270,36	641.727,83	9,97	12,59
25	706.331,48	451.576,65	257.341,73	409.367,19	577.034,68	8,19	10,59
30	724.817,73	451.607,56	255.851,27	394.996,98	550.040,41	7,47	9,84
35	759.054,28	451.302,46	255.090,59	388.554,32	536.450,07	7,10	9,49
40	798.591,65	451.234,61	254.643,13	385.366,52	528.883,57	6,89	9,31
45	849.106,90	451.085,84	254.598,38	385.009,22	529.635,94	6,88	9,35
50	891.393,39	450.975,01	254.352,28	384.586,47	525.643,07	6,76	9,27
55	934.589,88	450.995,93	254.173,30	382.061,89	523.358,25	6,68	9,22
60	978.325,13	450.959,95	254.039,06	381.061,46	521.942,70	6,62	9,21
65	1.021.786,14	450.959,95	253.971,94	384.621,18	521.402,37	6,59	9,23
70	1.063.714,13	450.914,98	253.882,45	379.463,70	521.029,90	6,56	9,23
75	1.108.158,86	450.914,98	253.860,08	380.041,83	521.190,46	6,55	9,26
80	1.149.616,88	450.803,04	253.860,08	378.421,93	521.703,49	6,55	9,30
85	1.196.591,20	450.781,08	253.837,76	379.228,32	522.760,90	6,55	9,35
90	1.240.575,53	450.723,10	253.831,16	379.252,34	524.178,87	6,55	9,40

pratos, alterou-se na simulação o prato de alimentação à coluna de destilação e calculou-se os custos dos equipamentos do sistema e operativos. O prato ótimo de alimentação é o que proporciona menor custo do sistema.

Tabela 16 – Custo totais do processo de destilação da coluna C-1 para alimentação.

Alimentação	C_{coluna}	$C_{pulmão}$	C_{bomba}	$C_{refervedor}$	$C_{condensador}$	$C_{auxiliares}$	C_{total}
10	4.058.839,85	135.931,97	439.574,68	665.715,32	1.542.322,83	32.808.479,92	39.650.864,56
15	3.976.359,92	139.521,96	430.773,90	661.459,94	1.510.842,20	31.893.688,22	38.612.646,14
20	3.982.692,20	139.149,16	429.061,61	511.499,70	1.502.325,35	31.752.822,64	38.317.550,66
25	3.973.575,25	139.149,16	429.064,18	661.464,57	1.502.325,35	31.752.895,59	38.458.474,09
30	3.983.728,81	139.127,20	408.674,21	665.715,32	1.502.867,43	31.220.679,71	37.920.792,68
35	3.990.320,31	139.346,64	429.965,68	661.459,94	1.507.399,69	31.863.011,52	38.591.503,79
40	3.999.542,56	139.675,21	431.471,48	511.499,70	1.512.254,30	31.989.116,56	38.583.559,81
45	4.001.214,85	140.852,34	437.380,39	661.464,57	1.543.921,87	32.500.411,57	39.285.245,59
50	4.029.474,15	141.069,36	437.874,86	661.103,93	1.534.989,78	32.590.555,72	39.395.067,79
55	4.053.365,79	141.578,17	440.213,38	661.576,28	1.544.107,23	32.825.471,36	39.666.312,21
60	4.085.594,46	142.762,61	445.672,48	662.048,47	1.566.958,33	33.325.977,37	40.229.013,72
65	4.141.798,10	144.416,74	453.317,76	663.935,57	1.594.486,72	34.126.448,58	41.124.403,46
70	4.220.510,25	146.944,87	465.056,18	664.406,94	1.636.352,11	35.221.621,79	42.354.892,15
75	4.366.894,56	151.399,64	486.325,01	665.349,20	1.642.535,85	37.115.305,06	44.427.809,32

Tabela 17 – Custo totais do processo de destilação da coluna C-2 para alimentação.

Alimentação	C_{coluna}	$C_{pulmão}$	$C_{refervedor}$	$C_{condensador}$	C_{bomba}	$C_{auxiliares}$ (MR\$)	C_{total} (MR\$)
10	661.661,49	450.070,02	254.568,44	312.091,00	521.741,17	6,83	9,03
15	686.754,93	451.473,01	253.942,76	374.929,05	509.623,85	6,52	8,80
20	723.282,47	451.211,66	253.875,68	376.465,46	509.641,85	6,50	8,81
25	761.507,37	450.910,94	253.927,19	380.993,80	511.786,21	6,52	8,88
28	784.095,57	450.927,96	253.994,31	381.631,88	513.815,70	6,56	8,94
30	799.356,34	450.959,95	254.039,06	381.392,69	515.477,53	6,59	8,99
35	838.859,85	450.914,98	254.285,16	383.955,33	521.124,26	6,71	9,16
38	866.175,26	450.891,97	254.508,89	388.101,87	526.158,50	6,82	9,37
45	945.185,40	450.891,97	255.605,16	401.433,38	549.455,00	7,37	9,97

5.3 Forno

5.3.1 Dimensionamento

Fornos são utilizados quando altas temperaturas e altas taxas de vazão são necessárias. No presente projeto, o forno é utilizado para que a corrente de entrada do reator esteja na temperatura adequada para a ocorrência da reação.

O formato pode ser de câmaras retangulares ou cilíndricas, onde haverá um arranjo de tubos nas paredes do forno com passagem para o aquecimento do fluido desejado. Tais tubos serão predominantemente aquecidos por radiação. Todavia, uma seção de convecção pode ser acrescentada para melhoria do rendimento do forno e redução da temperatura dos gases de exaustão, resultantes da combustão do combustível líquido ou gasoso com o ar (Figura 5). (TOWLER et al., 2013)

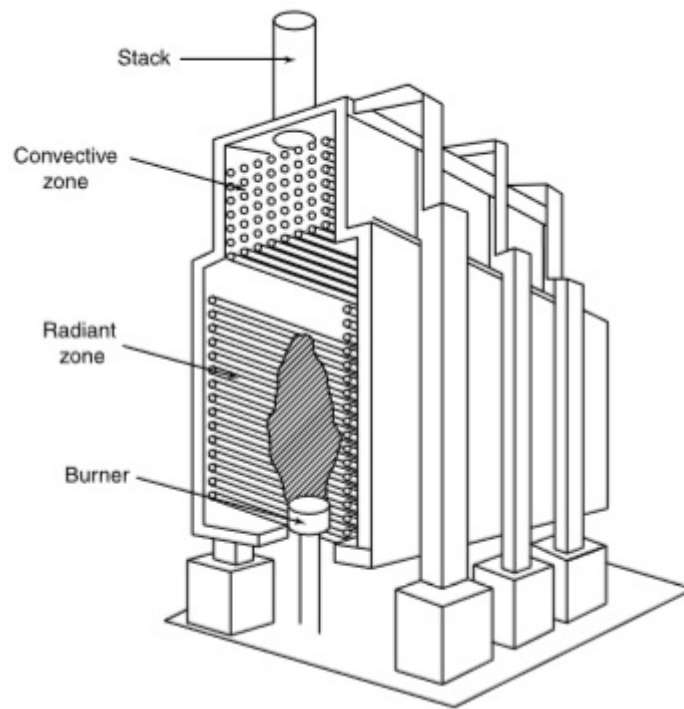


Figura 5 – Seção transversal de um forno com seção convectiva. (CAO, 2009)

O tipo de forno escolhido foi um forno cilíndrico sem seção de convecção como está representado na Figura 6, pois para menores tamanhos de forno, de até $4 \cdot 10^7$ kcal/h (46,5 MW), os cilíndricos são mais econômicos. Sendo adotado o layout 100% radiante por ser de menor custo e, no caso desse projeto, onde o fluxo de calor necessário ser menor do que a média (3-100 MW), a temperatura dos gases de exaustão não é tão alta, não necessitando de eficiências maiores. Enquanto os tubos na parte radiante são arranjados verticalmente para que a chama seja paralela a eles. (CAO, 2009)

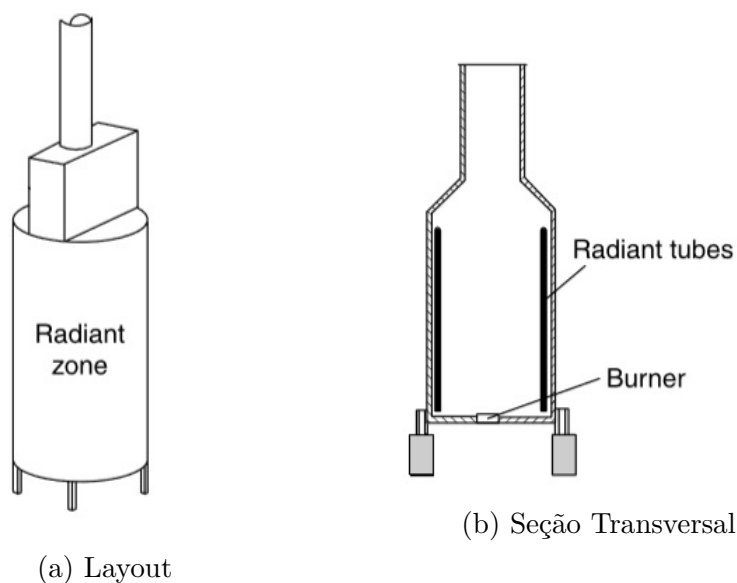


Figura 6 – Forno Cilíndrico Vertical. (CAO, 2009)

O objetivo do forno da planta de produção de PROPEL-45 é aquecer uma corrente de 157,73 °C para 320 °C contendo propano, hidrogênio e isobutano a uma vazão de 144 kgmol/h.

Após realizada a revisão da literatura, verificou-se que o forno cilíndrico deve conter um raio mínimo de 900 mm e que a razão entre o diâmetro e a altura do forno, para fornos de fluxo de calor menores que 3 MW, deve ser $L/D = 2$. Enquanto o diâmetro do tubo foi determinado respeitando os limites de 75-150 mm e sua área foi calculada pela como $A_{tubo} = \pi \cdot D_{tubo} \cdot L_{tubo}$. As dimensões do forno estão representadas na Tabela 18. (KLMTECHGROUP, 2011)

Tabela 18 – Dimensões do forno cilíndrico.

Parâmetro	Valor	Unidade
Diâmetro do Forno	1,8	m
Comprimento do Forno	3,6	m
Diâmetro do Tubo	127	mm
Comprimento do Tubo	3,6	m
Área do Tubo	1,44	m^2

Usando um valor médio para a densidade do fluxo de calor (\dot{q}) como 30.000 W/m^2 , um valor inicial para o fator de troca de radiação (F) igual a 0,57 e a Equação 5.22; é possível estimar um valor para a razão descrita na parte esquerda da equação que será utilizada a seguir para estimação gráfica da temperatura dos gases de exaustão. (TOWLER et al., 2013)

$$\frac{\sum Q}{\alpha A_{cp} F} = \frac{2 \times \dot{q}}{F} \quad (5.22)$$

onde α é o fator de eficiência de absorção, A_{cp} é a área dos plana dos tubos e Q o fluxo de calor.

Considerando que a simulação em *Aspen HYSYS* forneceu o valor do fluxo de calor (Q) necessário para aquecimento da corrente, o dimensionamento do equipamento foi realizado por meio do Método de Lobo e Evans, onde o balanço de calor está definido segundo a Equação 5.23.

$$Q = Q_F + Q_A + Q_S + Q_R - Q_W - Q_G \quad (5.23)$$

sendo Q_F o calor do combustível, Q_A o calor do ar, Q_S o calor do vapor de atomização, Q_R o calor dos gases de recirculação, Q_W o calor perdido para as paredes do forno e Q_G o calor dos gases de exaustão. Ambos Q_S e Q_R puderam ser desconsiderados para

termos de cálculo do projeto, assim como Q_A , uma vez que o ar não é pré-aquecido neste projeto.

O combustível definido foi fuel-gas, cujo calor está representando na Equação 5.24.

$$Q_F = \frac{Q}{\eta} \quad (5.24)$$

onde Q foi definido na simulação e o valor de η foi obtido na literatura para fuel-gas como igual a 0,7.

A quantidade de combustível utilizada está descrita na Equação 5.25, sabendo-se o seu poder calorífico inferior (C_F) de acordo com o caso de projeto como igual a 11.000 kcal/kg.

$$\dot{m}_F = \frac{Q_F}{C_F} \quad (5.25)$$

No caso de combustíveis gasosos, 20% de excesso de ar pode ser considerado. E a relação estequiométrica entre ar e combustível calculada mediante balanço de massa da reação de combustão do combustível gasoso com o ar ($O_2 + 3,76N_2$), gerando CO_2 , H_2O , O_2 e N_2 ; obtém-se a vazão mássica de ar da Equação 5.26. (CENGEL; BOLES, 2007)

$$\dot{m}_A = \frac{ar}{combustível} \times \dot{m}_F \quad (5.26)$$

sendo $\frac{ar}{combustível}$ a razão entre ar e combustível calculada como equivalente a 17,44 segundo a literatura.

Analogamente, a razão entre a quantidade de vapor e de combustível foi definida como 0,3, de maneira que a Equação 5.27 representa a quantidade vapor usada.

$$\dot{m}_V = \frac{vapor}{combustível} \times \dot{m}_F \quad (5.27)$$

As perdas de calor para as paredes do forno podem ser equivalentes a 2% do calor do combustível (Equação 5.28).

$$Q_W = 0,02 \times Q_F \quad (5.28)$$

Enquanto, o calor dos gases de exaustão (Equação 5.29) depende do calor específico médio dos gases ($cp_{Gmédio}$), que é obtido por meio de média ponderada dos calores específicos dos gases isolados.

$$Q_G = (\dot{m}_F + \dot{m}_A + \dot{m}_V) \times cp_{G\text{médio}} \times (T_G - T_R) \quad (5.29)$$

onde T_R é a temperatura de referência definida como igual a 60 °F (15,6 °C).

A temperatura dos gases de exaustão (T_G) pode ser definida, primeiramente definindo a temperatura da superfície de radiação determinada pela Equação 5.30.

$$\dot{q} = \sigma T_s^4 \quad (5.30)$$

sendo σ a constante de Stephen-Boltzman, igual a $5,67 \times 10^{-8} W m^{-2} K^{-4}$, e T_s a temperatura da superfície. Em conjunto com o valor obtido da Equação 5.22 e com a Figura 7, é possível definir um valor inicial para T_G .

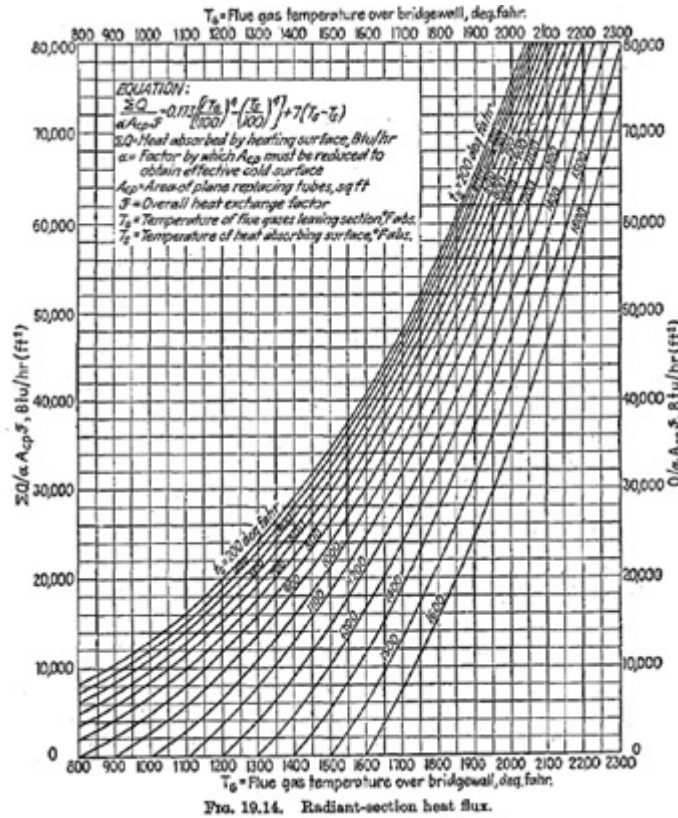


Figura 7 – Gráfico para determinação de T_G .

A área de troca pode ser obtida por meio da razão entre o valor obtido na Figura 7 e a densidade de fluxo de calor (Equação 5.31). Assim a quantidade de tubos (N_{tubo}) e o espaçamento entre os tubos poderão ser obtidos, como está disposto na Tabela 19.

Para 20% de excesso de ar, obtém-se uma pressão parcial de CO_2 e H_2O (Figura 8a). Além de considerar o percurso livre médio (L) como igual ao diâmetro do forno e o T_G estimado, define-se pela Figura 8b a emissividade do gás.

Tabela 19 – Características dos tubos.

Parâmetro	Valor	Unidade
Área de Troca	26	m^2
Número de Tubos	19	
Espaçamento entre os Tubos	0,18	m

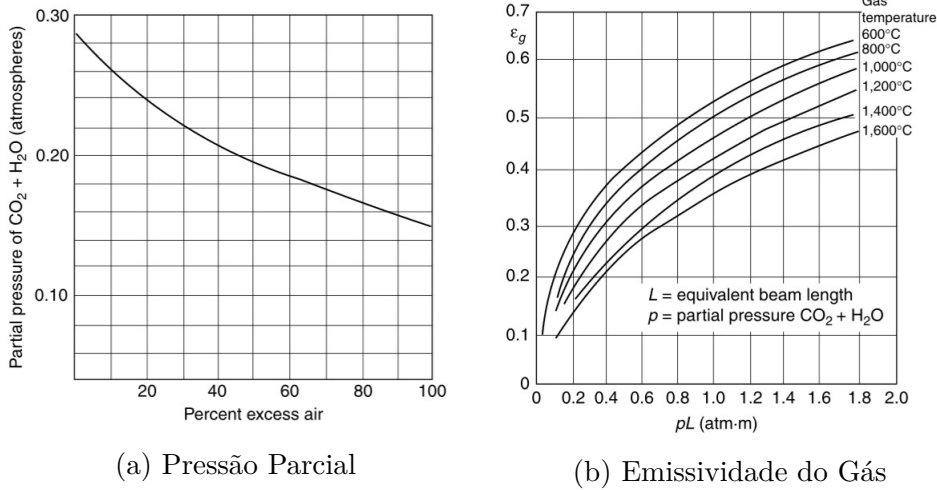


Figura 8 – Estimação gráfica das variáveis do forno. (CAO, 2009)

A área refratária do forno (A_R) foi calculada segundo a Equação 5.31, sendo $A_{total} = 2\frac{\pi}{4}D_{forno}^2 + \pi D_{forno}L_{forno}$ e $A_{cp} = N_{tubo} \cdot D_{tubo} \cdot L_{tubo}$.

$$A_R = A_{total} - A_{cp} \quad (5.31)$$

O valor do fator de eficiência de absorção (α) é estimado pela Figura 9 e pela razão entre o espaçamento entre os tubos e o diâmetro dos tubos.

Assim, a razão $\frac{A_R}{\alpha A_{cp}}$ pode ser calculada para que, junto com o valor da emissividade do gás e a Figura 10, estima-se novamente o valor de F .

A partir desse novo valor de F , um novo T_G seria estimado, seguido de novo α e, por fim, novo F . Todavia, após dar início a segunda iteração, verificou-se que a temperatura dos gases de exaustão se diferenciou em menos de 50 °C, não havendo necessidade da realização de uma nova iteração. O resumo dos valores do dimensionamento do forno estão representados na Tabela 20.

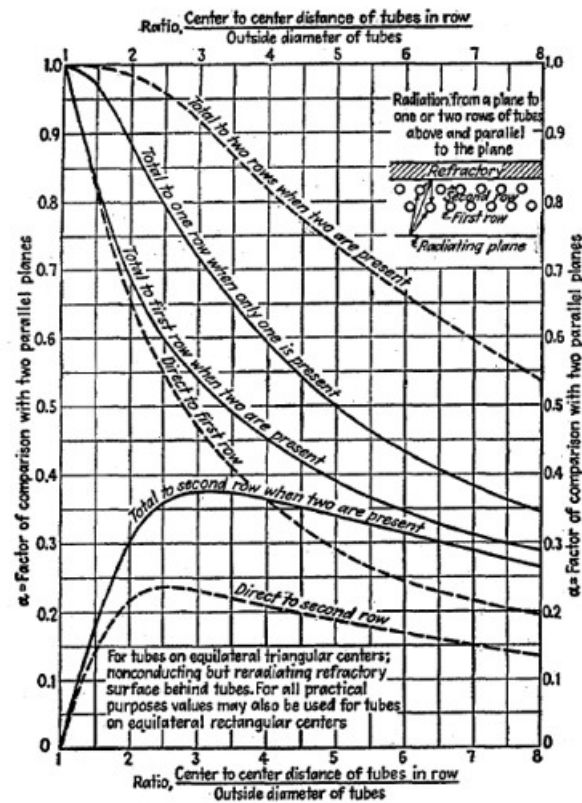
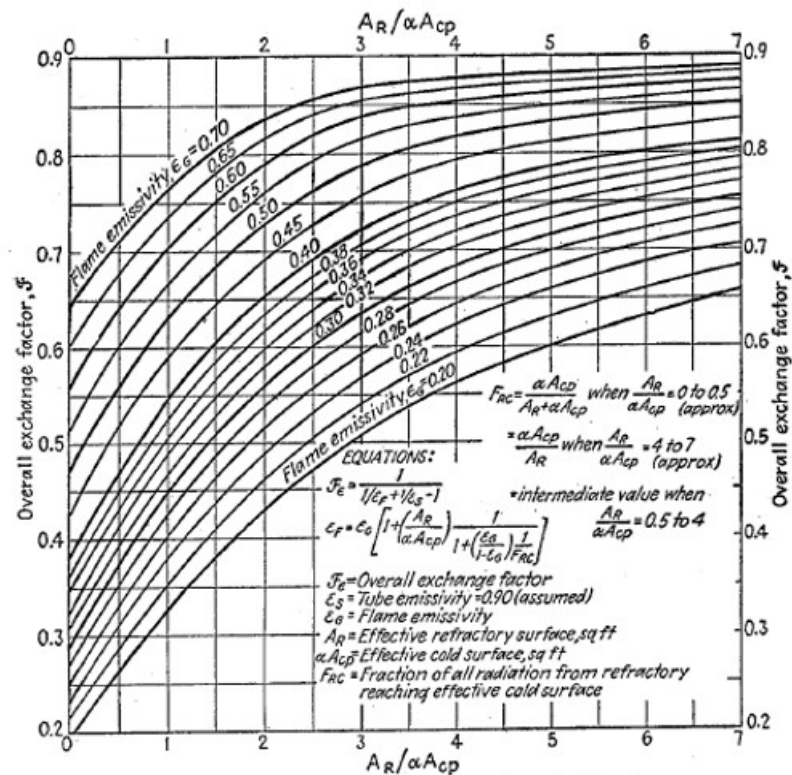
Figura 9 – Gráfico para determinação de α .

FIG. 19.15. Overall heat-exchange factor in radiant sections.

Figura 10 – Gráfico para determinação de F .

Tabela 20 – Parâmetros Finais do Forno.

Parâmetro	Valor	Unidade
Temperatura dos Gases de Exaustão	1625	°F
Temperatura da Superfície	1075	°F
Área Plana dos Tubos	8,7	m^2
Área Total	25,4	m^2
Área Refratária	16,8	m^2
Emissividade do Gás	0,33	
Fator de Troca por Radiação	0,64	
α	0,81	
Fluxo de Calor	0,78	MW

5.3.2 Custo

A partir do valor obtido para o fluxo de calor foi realizado um sobredimensionamento de 110%, de modo que: (KLMTECHGROUP, 2011)

$$Q = 0,9 \text{ MW}$$

O custo de equipamentos pode ser definido pela Equação 5.32, sendo que para fornos cilíndricos os parâmetros estão descritos na Tabela 21. (TOWLER et al., 2013)

$$C_{2006}(US\$) = a + bS^n \quad (5.32)$$

Tabela 21 – Parâmetros de custo do forno cilíndrico para valor em 2006.

S	a	b	n
Fluxo de Calor (MW)	53.000	69.000	0,8

Convertendo o valor de 2006 para 2017 por meio da Equação 5.33, considerando $CEPCI_{2006} = 499,6$ e $CEPCI_{2017} = 567,5$, obtém-se o custo em dólares para 2017.

$$C_{2017}(US\$) = \frac{C_{2006} \times CEPCI_{2017}}{CEPCI_{2006}} \quad (5.33)$$

Por fim, considerando o dólar equivalente a R\$ 3,87 e um fator de investimento igual a 4,74 do custo total, determinou-se os valores disponíveis na Tabela 22.

Tabela 22 – Valores de custo do forno cilíndrico.

Fluxo de Calor (MW)	C_{2006} (US\$)	C_{2017} (US\$)	C_{2017} (R\$)	$Investimento_{2017}$ (R\$)
0,9	114.012,55	129.507,85	501.195,39	2.375.666,13

5.3.3 Combustível

No caso do forno, deve-se calcular o custo adicional associado ao combustível, fuel-gas. Segundo o caso de projeto, a planta opera 8000 horas/ano e o custo do fuel-gas é de 360,00 R\$/ton; sendo assim, para a quantidade de combustível calculada na Equação 5.25, o custo anual com combustível está informado na Tabela 23.

Tabela 23 – Custo com combustível para o forno cilíndrico.

\dot{m}_V (kg/h)	Massa Total (ton/ano)	Custo Anual (R\$)
97,3	778,6	280.295,50

5.4 Reator

Reatores químicos são recipientes onde ocorrem reações químicas, transferências de massa e calor. (FOGLER, 2016) Em Engenharia Química, reatores químicos são vasos projetados para conter reações químicas de interesse e escala industrial. O projeto de um reator químico se baseia de forma a obter a maximização dos valores para a reação dada. Projetistas garantem que a reação se processa com maior eficiência para o produto de saída desejado, produzindo o mais alto rendimento do produto e gerando o mínimo de custos de operação.(FOGLER, 2016) (ROSEN, 2014)

Na planta de produção de Propel-45 há apenas um reator R-01, que é composto por dois leitos com diferentes tipos de catalisadores em cada um deles. No primeiro leito, o catalisador é específico para as reações de hidrogenação de olefinas e dessulfuração, sendo ele formado por sólidos de cobalto e molibdênio, e o segundo leito é de óxido de zinco para a absorção do sulfeto de hidrogênio produzido no primeiro leito. O isobutano proveniente do produto de topo da coluna se mistura com gás hidrogênio de aporte e com propano e essa mistura entra superaquecida na temperatura de 320°C. Foi considerada que a reação ocorre em condições de conversão total, tanto no caso da saturação de olefinas como na dessulfuração.

As condições de operação do reator são a pressão e a temperatura. A temperatura de projeto equivale à temperatura de operação acrescida de 30°C. A pressão de desenho é a pressão sob a qual o processo é conduzido acrescida de uma margem de

segurança de 10% ou 1,8 bar. Dessa forma, as condições de desenho do reator são 350°C e 29,75 bar.

Na configuração escolhida para simulação do projeto, o volume do reator foi de 29,34 m^3 com um volume de catalisador de 10,56 m^3 . O passo seguinte é encontrar o diâmetro (D_{reator}) e a altura do reator (L_{reator}) em que se tem o ótimo econômico.

Para isso, foi escolhido que o reator projetado suporte queda de pressão máxima de 2 $kg.cm^{-2}$ e através da equação de Ergun para leito fixo encontra-se o comprimento máximo, mostrada na Equação 5.34.

$$\frac{\Delta P}{L} = -\frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \left(\frac{1 - \phi}{\phi^3}\right) \cdot \left(\frac{150 \cdot (1 - \phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 \cdot G\right) \quad (5.34)$$

E com esse comprimento máximo, pode-se encontrar o diâmetro mínimo do reator utilizando a Equação 5.35.

$$D_{reator} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot L_{reator}}} \quad (5.35)$$

Assim análise do ótimo econômico é feita variando diâmetro do reator de 0,1 em 0,1 e assim, o diâmetro e a altura que resultaram em um menor custo foi com D_{reator} igual a 1,56 m e L_{reator} a 15,43 m.

A espessura das paredes (e) do reator pode ser calculada por meio da Equação 5.36 e depende da pressão de desenho (P_D), do diâmetro do reator (D_{reator}), da sobre espessura de anti-corrosão ($CA = 3$ mm) e das características do material de fabricação. Para aço carbono, as constantes S_t e e valem 1055 e 0,85, respectivamente.

$$e = \frac{PD \cdot \left(\frac{D_{reator}}{2}\right) \cdot 1000}{S_t \cdot E - 0,6 \cdot P_D} + CA \quad (5.36)$$

O peso do material utilizado na construção do reator (W_{reator}) é calculado pela Equação 5.37, utilizando-se o diâmetro, a altura e a espessura do reator, bem como um fator de complexidade. Esse fator vale 2 para casos simples e 4 para casos complexos e assume o valor de 4 para o caso de um reator. (TOWLER et al., 2013)

$$W_{reator} = 29,34 \cdot D_{reator} \cdot (L_{reator} + 0,8 \cdot D_{reator}) \cdot (e + X) \quad (5.37)$$

Por fim, o custo do reator, em dólares Gulf Coast de 2006, é dado pela Equação 5.38. Esta equação considera que o reator é fabricado em aço carbono.

$$C_{reator} = -1000 + 600 \cdot W_{reator}^{0,6} \quad (5.38)$$

O dimensionamento do reator é apresentado na Tabela 24.

Tabela 24 – Dimensionamento do reator R-01 térmica.

Razão L/D	9,92
Diâmetro (m)	1,56
Altura (m)	15,43
Espessura (mm)	29,33
Peso (kg)	25380,49
Custo (USGC2006)	262542,83

5.5 Trocadores de Calor

O processo de troca de calor é considerado uma operação unitária, o qual é realizado a partir de um trocador de calor. Tal equipamento tem como função principal realizar a troca de calor entre um fluido quente e outro fluido frio, separados por uma superfície. Em processos industriais, essa operação unitária de troca de calor é utilizada em situações as quais são necessárias o aquecimento ou resfriamento de uma corrente de processo, podendo ou não haver mudança de fase desta. (CAO, 2009)

Na planta de produção projetada, existem nove trocadores de calor, sendo cinco destes atrelados a correntes de processo, e dois refeedores e dois condensadores presentes nas colunas de destilação.

Para determinar o tipo de trocador mais adequado ao processo, devem ser considerados alguns fatores tais como: pressão e temperatura de operação, propriedades dos fluidos de processo e vazão de escoamento. (TOWLER et al., 2013)

Os trocadores de calor utilizados nesse projeto possuem contato indireto entre os fluidos, ou seja, a troca de calor entre os fluidos quente e frio ocorre através de uma superfície que impede sua mistura, os quais são classificados como tubular de casco-tubo ou tubular de tubos concêntricos.

O trocador de tubo concêntrico, também chamado de tubo duplo, é constituído por 2 tubos concêntricos, onde no interior de cada tubo circula um fluido, ou seja, um dos fluidos escoam pelo tubo interno, enquanto o outro escoam pela parte externa entre os tubos em contracorrente. É utilizado em superfícies de troca pequena, com dimensão de área entre 10 – 20 m^2 . (TOWLER et al., 2013)

Diferente do trocador de tubo concêntrico, o trocador de casco-tubo é constituído por mais tubos que são envolvidos por uma carcaça, de forma que um outro tubo passa pelo espaço intermediário. Além de ser um modelo muito utilizado nas indústrias, esse tipo de trocador de calor apresenta diversas vantagens quando comparado aos ou-

tros, como alta versatilidade e capacidade de suportar elevadas pressões e temperaturas. (TOWLER et al., 2013)

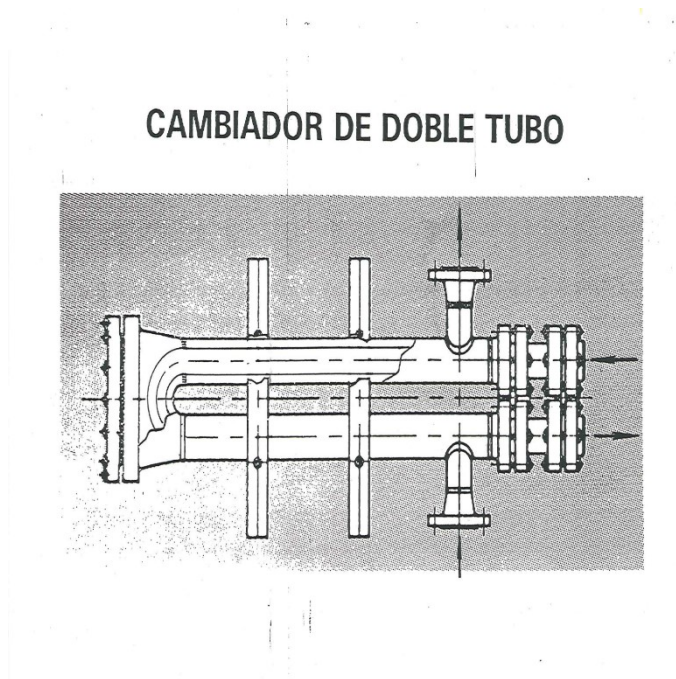


Figura 11 – Representação de um trocador de calor de tubos concêntricos. (TOWLER et al., 2013)

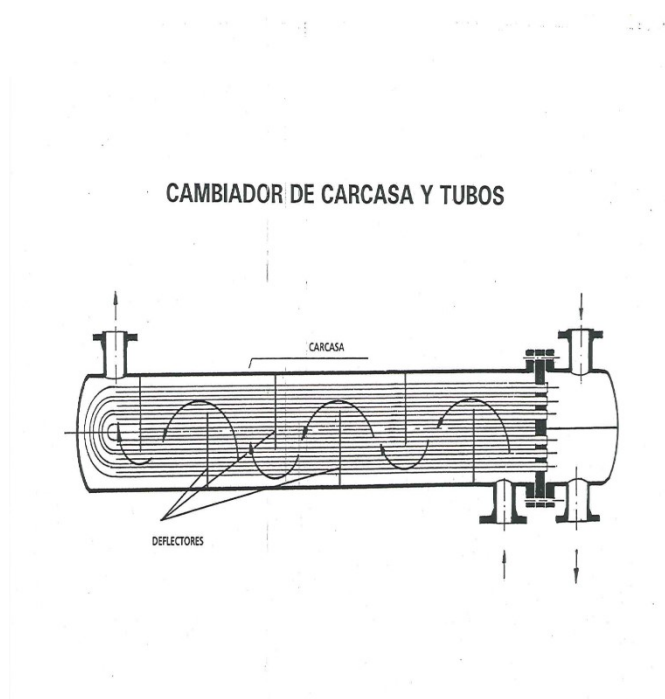


Figura 12 – Representação de um trocador de calor casco-tubo. (TOWLER et al., 2013)

A fim de especificar os fluidos que passam por cada trocador, considerou-se o fluido de mais alta temperatura como “fluido quente” e o de menor temperatura como “fluido frio”, indicando com letras maiúsculas e minúsculas, respectivamente, cada fluido

para representar suas grandezas relacionadas. Da mesma forma, foi utilizado o índice 1 para representar as condições de entrada de cada fluido no trocador e índice 2 para as condições de saída.

O escoamento dos fluidos no trocador pode ser conduzido em dois formatos: concorrentes, em que a entrada dos fluidos acontece na mesma seção do equipamento, ou contracorrente, no qual a entrada das correntes acontece em seções opostas do equipamento. (CENGEL, 2014)

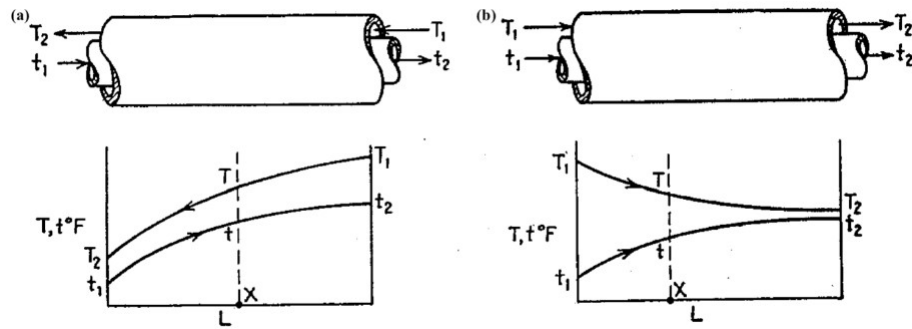


Figura 13 – Trocadores de calor com escoamento em (a) contracorrente, e (b) concorrente.

5.5.1 Dimensionamento

Ao dimensionar um trocador de calor, deve-se determinar a área da troca térmica. Para isso, utiliza-se a equação geral de um trocador de calor. (CENGEL; BOLES, 2007)

$$Q = U.A.F_t.\Delta T_{ml} \quad (5.39)$$

Em que Q é o fluxo de calor trocado, U é o coeficiente global de transferência de calor, F_t é o fator de correção, A corresponde à área de troca térmica e ΔT_{ml} é a temperatura média logarítmica, calculada por meio da Equação 5.40. (CENGEL; BOLES, 2007)

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}} \quad (5.40)$$

O coeficiente global de transferência de calor (U) é calculado a partir dos coeficientes de deposição dos fluidos de processo (r_q para o quente e r_f para o frio), que estão diretamente ligados aos coeficientes individuais de transferência de calor dos fluidos quente e frio (h_q e h_f , respectivamente). (CENGEL; BOLES, 2007)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + r_q + r_f \quad (5.41)$$

Os parâmetros utilizados estão representados na Tabela 25 e na Tabela 26.

Tabela 25 – Coeficientes individuais de troca térmica.

Valores aproximados de h ($kcal.(h.m^2.^{\circ}C)^{-1}$)	
Sem mudança de fase	
Água	4300
Gases	125
Solventes orgânicos	1350
Hidrocarbonetos	300
Produtos Condensados	
Vapor de água	9500
Solvente orgânico	1550
Hidrocarbonetos leves	1450
Hidrocarbonetos pesados	175
Produtos evaporados	
Vapor de água	6850
Solvente orgânico	1000
Hidrocarbonetos leves	1100
Hidrocarbonetos pesados	150

Tabela 26 – Coeficientes de deposição.

Coeficientes de deposição ($(h.m^2.^{\circ}C).kcal^{-1}$)	
Fluidos limpos	0,0001-0,0002
Fluido sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

Para um trocador de calor real, é necessário calcular o fator de correção (Ft), determinado a partir de relações (R e P) entre as temperaturas dos fluidos nas duas seções do trocador. Esse termo de correção pode ser obtido graficamente ou analiticamente. As equações utilizadas para encontrar esses fatores estão representadas a seguir. (CENGEL; BOLES, 2007)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (5.42)$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (5.43)$$

Após encontrados os fatores (R e P), optou-se pela correção através do método analítico, utilizando a Equação 5.44 para achar o fator de correção. (CENGEL; BOLES, 2007)

$$Ft = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \cdot \ln\left(\frac{1-P}{1-R \cdot P}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left(\frac{2-P(R+1)-(\sqrt{(R^2+1)})}{2-P(R+1)+(\sqrt{(R^2+1)})}\right)} \quad (5.44)$$

A partir da área de troca térmica encontrada, é possível determinar o número de tubos (Nt) para cada trocador, realizando a Equação 5.45.

$$Nt = \frac{A}{At} \quad (5.45)$$

Em que At é a área de cada tubo, que é calculada a partir da Equação 5.46, onde tem-se que Dt é o diâmetro e L o comprimento do tubo. Por medidas de segurança e efeito de projeto, foi considerado um sobredimensionamento de 110 % para o cálculo da área final de cada trocador de calor.

$$At = \pi \cdot Dt \cdot Lt \quad (5.46)$$

Ao selecionar um trocador de calor, foi adotado o padrão do tipo TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*), que é composto de um código de três letras para classificar o equipamento do tipo casco tubo de acordo com seu cabeçote frontal, casco e cabeçote posterior. Os tipos estão representados na Figura 14 a seguir.

5.5.2 Descrição

O trocador de calor E-1 é um preaquecedor de tubos concêntricos, cuja função principal é promover o aquecimento da corrente de alimentação da fração C4. Pelos tubos foi estabelecido a passagem do reciclo do fundo, composto por butano, da coluna C-1 como fluido quente, que entra à temperatura de 72,69 °C, à pressão de 7,7 kg/cm⁻².g⁻¹, saindo a temperatura de 64,22 °C, e pelo casco passa, em contracorrente, a corrente de fração C4 a ser aquecida de 40 °C a 45,03 °C, a uma pressão de 8 kg/cm⁻².g⁻¹, sem que ocorra mudança de fase. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido frio $r_f = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 13,12 m², considerada pequena.

O condensador E-2 é um trocador de calor casco-tubo AES, o qual é equipamento responsável pela condensação do vapor que sai do topo da coluna, antes que ele vá para o pulmão, em que parte da corrente é refluxada para a coluna e a outra parte segue como produto de topo para a seção de reação. Como o condensador é um trocador de calor, a água de refrigeração é o seu fluido frio, que entra a 31 °C e sai a 49 °C e o seu fluido quente a mistura de i-butano, n-butano e 1-butenos, que entram a 58,66 °C e sai a 52,73 °C. O coeficiente de deposição do fluido quente é $r_q = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$ e do

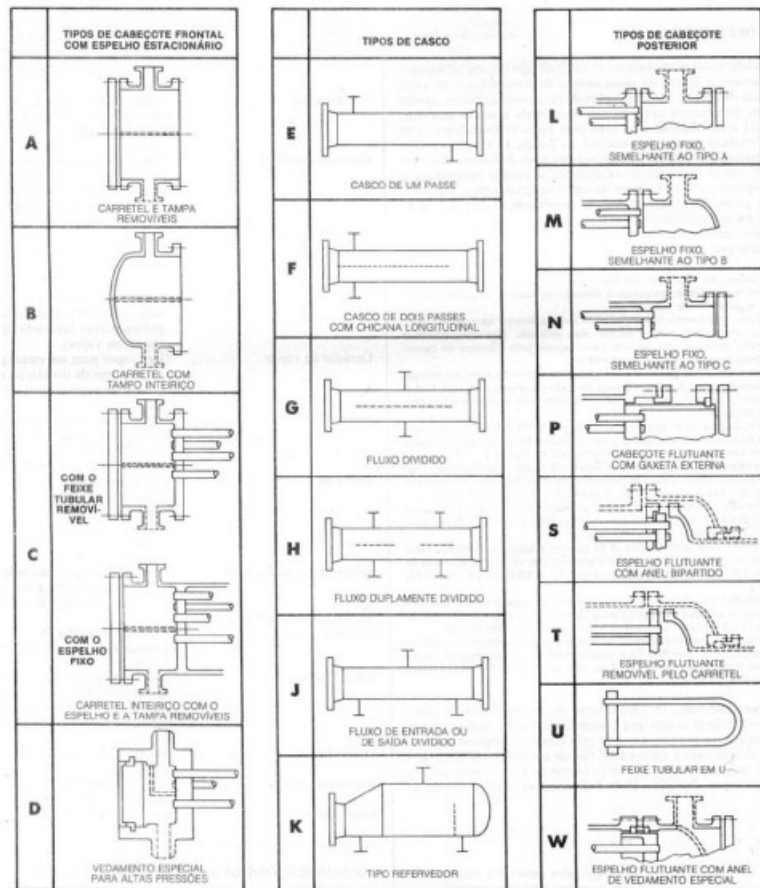


Figura 14 – Padrão TEMA para classificar um trocador de calor casco e tubo. (GREEN; SOUTHARD, 2019)

fluido frio é de $rf = 0,0004 \text{ h.m.}^2\text{.}^{\circ}\text{C.kcal}^{-1}$. Como a água possui um coeficiente de crosta maior que o do produto de topo, ela passa pelos tubos, enquanto a mistura rica i-butano, n-butano e 1-butenos passa pela carcaça. A área de troca térmica foi de $313,42 \text{ m}^2$, com número de tubos igual a 24.

O refervedor E-3 é um trocador de calor de casco-tubo AKT. Que utiliza o vapor de água como o fluido quente, que entra e sai a 218°C , e como fluido frio o n-butano que entra a $71,88^{\circ}\text{C}$ e sai a $72,73^{\circ}\text{C}$. Ele é responsável por evaporar uma parte do resíduo da torre por meio do calor latente do vapor de água. A área de troca térmica foi de $28,06 \text{ m}^2$, com número de tubos igual a 149.

O trocador E-4 é um trocador de calor casco-tubo AEU, e tem como finalidade aquecer a corrente de entrada do forno F-1, que é composta por propano, isobutano e hidrogênio, os quais são misturados anteriormente em um misturador. A temperatura de entrada dessa corrente é de $45,71^{\circ}\text{C}$, saindo à $157,7^{\circ}\text{C}$. O fluido do processo foi escolhido para passar pelos tubos. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $rq = 0,0003 \text{ h.m}^2\text{.}^{\circ}\text{C.kcal}^{-1}$, e para o fluido frio $rf = 0,0003 \text{ h.m}^2\text{.}^{\circ}\text{C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de $45,67 \text{ m}^2$, com número de tubos (Nt) igual a 126 tubos, considerando o comprimento de cada tubo (Lt)

igual a 6100 mm e diâmetro de $\frac{3}{4}$ ".

O trocador E-5 é um trocador de calor casco-tubo AFU, e tem como objetivo resfriar a corrente de saída do reator contendo isobutano com água de refrigeração, à temperatura de 160 °C até atingir 90,41 °C. A corrente de isobutano a ser resfriada passa por tubos, enquanto que água de refrigeração passa por casco. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $rq = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido frio $rf = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 28,43 m^2 , com número de tubos (Nt) igual a 78 tubos, considerando o mesmo comprimento e diâmetro que para o trocador E-4.

O condensador E-6 é um trocador casco-tubos do tipo AES que condensa a corrente de topo da segunda coluna de destilação C-2, composta principalmente pelos vapores de topo, que contém propano, o qual passa pelos tubos dispostos em configuração triangular. A corrente é resfriada de 69,3 °C até 37,5 °C com coeficiente de deposição de $rq = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. A água de refrigeração escoa pela carcaça entrando a 31°C e saindo a 49 °C com $rf = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. A área de troca térmica foi de 97,27 m^2 , com número de tubos (Nt) igual a 265 tubos.

O refeedor E-7 é um casco-tubos tipo AKT que vaporiza a corrente de fundo da segunda coluna de destilação, composta por PROPEL-45, que passa pela carcaça, sendo aquecido de 118,8°C a 119,6 °C com coeficiente de deposição de $rf = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O vapor de aquecimento passa pelos tubos a 218°C com $rq = 0,0001 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, sem que haja mudança de fase, portanto $Ft = 1$. A área de troca térmica foi de 9,48 m^2 , com número de tubos (Nt) igual a 26 tubos.

O trocador E-8 tem como objetivo resfriar a corrente de saída da coluna C-2, que contém o produto de interesse, PROPEL 45. Esse trocador de calor é de casco-tubo AFU, o qual tem a corrente de PROPEL 45, que sai da coluna C-2, passando por tubos à temperatura de 119,6°C até atingir 40 °C na saída, e água de refrigeração passando por casco, com temperatura de entrada de 31 °C até atingir 49 °C na saída. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $rq = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido frio $rf = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 54,76 m^2 , com número de tubos (Nt) igual a 150 tubos, considerando o comprimento de cada tubo (Lt) igual a 6100 mm e diâmetro de $\frac{3}{4}$ ".

O trocador E-9 é um trocador de casco-tubo AFU, e tem como finalidade resfriar a corrente de butano após saída do trocador E-1, utilizando água de refrigeração. Essa corrente entra à 64,22 °C e sai à 39,41 °C, através dos tubos, enquanto que a água de refrigeração, que passa pelo casco, entra a 31 °C e sai a 49,4 °C. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $rq = 0,0003 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido frio $rf = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 49,56 m^2 , com número de tubos (Nt) igual a 136 tubos, considerando

o mesmo comprimento e diâmetro que para o trocador E-8.

5.5.3 Custo

Após a seleção do trocador de calor, o custo de cada um deve ser estimado, o qual é calculado em dólares Gulf, com base no ano de referência de 2006. A metodologia estabelecida é a presente no Towler, como já foi citada anteriormente. O custo de cada equipamento, é definido pela Equação 5.47

$$C = a + b.S^n \quad (5.47)$$

Os parâmetros utilizados para cálculo de custo para cada tipo de trocador de calor estão representados na Tabela 27 a seguir.

Tabela 27 – Parâmetros de custo para cada trocador de calor.

	a	b	n	S (área – m ²)
E-1 (casco tubo duplo)	1600	2100	1	13,12
E-2 (casco-tubo)	24000	46	1,2	313,41
E-3 (casco-tubo)	24000	46	1,2	28,06
E-4 (casco-tubo)	24000	46	1,2	45,67
E-5 (casco-tubo)	24000	46	1,2	28,43
E-6 (casco-tubo)	24000	46	1,2	97,27
E-7 (casco-tubo)	24000	46	1,2	9,48
E-8 (casco-tubo)	24000	46	1,2	54,76
E-9 (casco-tubo)	24000	46	1,2	49,56

O valor de custo deve ser atualizado para o ano de 2017, a partir do CEPCI dos anos de 2006 e 2017, que são 499,6 e 567,5, respectivamente, e multiplicado por 4,74 para considerar os custos para considerar os custos de instrumentação e anexos ao equipamento. O valor do dólar foi considerado 3,87. A Tabela 28 mostra os resultados obtidos para o investimento de cada equipamento.

5.6 Pulmão

Pulmão C-3 é um tipo de vaso que tem como principal função o armazenamento do produto de topo da coluna que foi condensado pelo condensador, ele também garante o refluxo deste produto de topo em um tempo de residência pré-estabelecido.

O primeiro cálculo a ser feito, em se tratando de um pulmão, é o seu volume útil, seu cálculo foi feito com o auxílio da Equação 5.48.

Tabela 28 – Investimento de cada trocador de calor.

Trocador	Investimento (R\$ 2017)
E-1	470.687,12
E-2	663.858,59
E-3	1.520.052,55
E-4	460.434,15
E-5	428.822,46
E-6	381.061,46
E-7	253.971,94
E-8	394.145,89
E-9	467.950,83

$$V_{util} = (Q_{produtodetopo} + Q_{refluxo}) \cdot \tau \quad (5.48)$$

Sendo V_{util} o volume útil que permanece no pulmão durante o tempo de residência, $Q_{produtodetopo}$ a vazão do produto de topo, $Q_{refluxo}$ a vazão do refluxo e τ o tempo de residência.

Após o cálculo do volume foi possível calcular o diâmetro e o comprimento do pulmão de forma a se obter o menor custo possível. Para isso foram feitos cálculos para verificar a melhor razão L/D e 3 foi a que obteve o menor custo. Com o valor de L/D foi possível calcular o diâmetro pela Equação 5.49 e o comprimento pela Equação 5.50.

$$D_{pulmao} = \left(\frac{4 \cdot V_{util}}{\pi \cdot \frac{L}{D}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (5.49)$$

$$Cp_{pulmao} = \frac{4 \cdot V_{util}}{\pi \cdot D^2} \quad (5.50)$$

Para determinar a espessura do pulmão foi utilizada a mesma equação para o cálculo da espessura das colunas de destilação. Por fim, o último cálculo de dimensionamento do pulmão é sua massa, que foi obtida da utilizando a mesma equação da massa das colunas de destilação.

Já para o cálculo dos custos e investimentos do pulmão, foram utilizados os mesmos cálculos dos custos e investimentos das colunas de destilação. Na Tabela 29 encontram-se os valores para o dimensionamento do pulmão C-3.

Tabela 29 – Parâmetro para dimensionamento do Pulmão C-3.

Diâmetro (m)	1,93
Comprimento (m)	7,72
Espessura (mm)	6,776
Peso (kg)	3851,35
Custo (R\$2017)	139.127,20

5.7 Separador Gás-líquido

A unidade C-4 é um vaso vertical responsável por separar líquido e vapor da corrente proveniente do condensador E-06. O custo do separador é em função do peso do material utilizado em sua construção, que por sua vez, depende do diâmetro, da altura e da espessura do recipiente.

O diâmetro do separador ($D_{separador}$) deve ser suficiente para desacelerar o gás e é dado pela Equação 5.51.

$$D_{separador} = \sqrt{\frac{4 + Q_{vap}}{\pi \cdot v_{limite}}} \quad (5.51)$$

Na Equação 5.51, Q_{vap} é a vazão volumétrica de vapor e v_{limite} é a velocidade limite, a qual é obtida por Equação 5.52.

$$v_{limite} = 3600.0,3048.k.\sqrt{\frac{\rho l - \rho v}{\rho v}} \quad (5.52)$$

Na equação da velocidade limite, (k) é uma constante empírica que assume valor 0,07 para o separador gás-líquido. Já ρl e ρv são as densidades mássicas do líquido e do vapor, respectivamente. A altura do separador depende da quantidade de líquido retida, a qual depende da vazão volumétrica de líquido (Q_{liq}) e do tempo de retenção. Tipicamente, utiliza-se um tempo de retenção de 10 minutos. Assim, a altura de líquido (h_{liq}) é dada pela Equação 5.53.

$$h_{liq} = \frac{Q_{liq} \cdot 10.60}{\pi \cdot \frac{D_{separador}^2}{4}} \quad (5.53)$$

Então, a altura do separador ($h_{separador}$) é encontrada multiplicando-se a altura de líquido por 2.

Assim como coluna, o separador gás-líquido também é um vaso sob pressão, o cálculo de suas especificações é dado de maneira análoga. A espessura do separador é

calculada pela Equação 5.13, assim como para a coluna, e o peso do material utilizado para a construção do separador também é dado pela Equação 5.14, com exceção do fator de complexidade (X) que assume valor 2 para o separador. O custo do separador também é dado pela Equação 5.15

Tabela 30 – Dimensionamento do Separador gás-líquido C-4.

Fração C-4	
Diâmetro (m)	0,3794
Altura (m)	51,07
Espessura (mm)	3,74
Peso (kg)	2574,90
Custo (R\$2017)	450.959,95

6 Controle, Instrumentação e Segurança

6.1 Instrumentação de Controle

6.1.1 Bombas

Para que os fluidos percorram a planta nas pressões e vazões adequadas, bombas centrífugas foram posicionadas aos pares, para que em situações de falha, ou manutenção de alguma delas, a outra possa suprir a necessidades energéticas da planta, evitando, assim que a operação na planta seja interrompida. Para o refluxo de topo das colunas de destilação, utilizou-se as bombas P-01A/P-01B e as bombas P-04A/P-04B, respectivamente, a bomba P-05A/P-05B é responsável por alimentar a planta com propano, na vazão e pressão adequada, a bomba P-03A/P-03B tem como função impulsionar o isobutano do tanque acumulador C-3 para o pré-aquecedor E-4, e por fim, a bomba P-02A/P-02B é responsável pela retirada do butano da planta.

O monitoramento do sistema de bombeamento é realizado por meio de medidores de vazão e de pressão na entrada e na saída de cada bomba. As bombas de refluxo de topo possuem sistemas de alarmes de baixa e muito baixa vazão que acionam sistemas de encravamento.

6.1.2 Trocador de calor

Os trocadores, ou refervedores E-03 e E-07 fazem uso de vapores superaquecidos de média ou alta pressão, fazendo-se necessário o monitoramento da vazão de entrada de vapor através de válvulas de controle, de acordo com a temperatura no interior das colunas C-01 e C-02. Nos pré-aquecedores E-01 e E-04, foram realizados controle em cascata, juntamente com válvulas de controle, afim de controlar a temperatura de saída de cada um dos trocadores.

Nos resfriadores E-05, E-08, E-09 apenas fez-se uso de válvulas de controle na corrente de água de refrigeração de acordo com a temperatura medida na corrente do componente que se deseja abaixar a temperatura. Já os condensadores E-02 e E-06, por se tratarem de equipamentos fundamentais ao topo das colunas, são associados aos sistemas de controle de fluxo dos serviços auxiliares e a estratégia de controle utilizada foi a mesma empregada nos resfriadores.

6.1.3 Forno

O forno, por se tratar de um equipamento de alta periculosidade, optou-se por primeiramente realizar uma análise HAZOP, antes de definir a instrumentação e o controle adequado para tal, que será especificada na seção a seguinte.

6.1.4 Análise HAZOP

Durante o projeto de uma planta industrial busca-se otimizar ao máximo todos os equipamentos e processos, de modo a garantir o máximo de lucratividade do projeto. Dessa forma, como observou-se durante todo o desenvolvimento do projeto, têm-se a busca por condições que maximizem a produção diminuindo o custo. Com tais considerações sendo feitas, sabe-se que outro fator é muito importante no desenvolvimento do projeto: a segurança. A segurança deve ser considerada como ponto principal durante o projeto de uma indústria química. Não se pode colocar de lado a segurança de uma planta industrial para buscar maiores lucros ou maior produção. Deixar de lado a segurança durante o projeto pode significar os mais diferentes tipos de acidentes após o começo da operação do projeto, podendo resultar nos mais desastrosos casos, em mortes do quadro de funcionários da indústria e/ou de pessoas de fora, além de desastres ambientais. Com essas considerações feitas, os projetos devem ser otimizados ao máximo enquanto não ocorra detrimento da segurança do projeto.

A planta apresentada nesse projeto apresenta riscos durante seus processos devido à temperaturas e pressões operacionais, além dos componentes usados na mesma. Dessa forma, observou-se que os equipamentos críticos na planta seriam o reator, a coluna, os trocadores de calor, e por fim, o forno. Para a análise de segurança da planta, optou-se pela análise HAZOP – Hazard and Operability Study, para mapeamento da planta e de todos os riscos à segurança, de modo a garantir que as condições de limite de bateria atendessem aos critérios de segurança. Como o forno apresenta-se como uma operação unitária de alto risco, tomou-se o mesmo como objeto de estudo deste projeto.

Após a escolha do equipamento a ser estudado, foi-se feita uma análise da operação do forno e assim levantados os principais pontos de risco do mesmo. Nesta etapa, caracteriza-se genericamente os principais cenários que podem gerar problemas no forno. Estes resultados são apresentados em uma matriz de interações, apresentada abaixo. Posteriormente, realiza-se uma análise mais criteriosa, baseando-se em palavras-chave que caracterizam desvios da operação correta e segura do projeto do sistema. A partir dessa análise que é a equipe de projeto irá rever se há necessidade de alteração do projeto do equipamento para atender todas as normas de segurança.

6.1.4.1 Considerações iniciais de análise do sistema

1. O forno foi projetado considerando-se tiragem natural;
2. Ao sair do pulmão, impulsiona-se a corrente de entrada no forno por apenas uma bomba. A bomba reserva só é utilizada na operação em caso de problemas.

Tabela 31 – Matriz inicial de cenários do forno.

	Ar	Combustível	Reagente	Comentários
Ar	-	X	X	Atmosfera explosiva
Combustível	X	-	X	Atmosfera explosiva
Reagente	X	X	-	Atmosfera explosiva
Excesso de temperatura	-	X	X	Atmosfera explosiva
Muita alta temperatura	-	X	X	Atmosfera explosiva

Com base na matriz de cenários da Tabela 31, observa-se quais são os cenários principais que podem gerar riscos na operação da planta. Dentre eles, deve-se observar:

- O combustível utilizado ao ser exposto a presença de ar pode-se gerar uma atmosfera explosiva caso o sistema não seja projetado corretamente ou ocorra problemas na operação;
- A corrente de reagentes pode gerar atmosfera explosiva na presença de ar;
- Temperatura elevada pode gerar uma atmosfera explosiva quando em operação juntamente com a corrente de reagentes ou com o combustível do equipamento.

O forno irá receber o material à ser aquecido vaporizado à temperatura de 157,7° C e a pressão de 29,26 atm e o mandará para o reator uma corrente a 320 °C e 28,58 atm.

6.1.4.2 Palavras-chave

Como dito anteriormente, utilizam-se palavras-chave para a análise HAZOP (Tabela 32), que tem como função a análise qualitativa de potenciais problemas, para que tenha-se um sistema projetado de maneira correta e com medidas corretivas prontas para problemas oriundos da operação incorreta.

Tabela 32 – Matriz de cenários de interação do forno.

Palavra- Chave	Significado
NÃO	Ausência do parâmetro analisado
MAIS	Excesso do parâmetro analisado
MENOS	Escassez do parâmetro analisado
INVERSO	Inversão do parâmetro analisado

Como dito anteriormente, abaixo encontram-se a Tabela 33 e a Tabela 34 com os cenários iniciais analisados pelo HAZOP.

Tabela 33 – Circuito da corrente a ser aquecida.

Palavra-Guia	Variável	Causas Possíveis	Consequências Possíveis	Proteções do Sistema	Medidas Corretivas
Mais	Temperatura	1. Falha no laço de controle de combustível. 2. Mudança na composição da corrente de entrada no forno. 3. Vazão excessiva de gás combustível.	1 e 2. Corrente de saída do forno aquecida acima do projetado. 3. Explosão.	1. Alarme de alta temperatura e muito alta temperatura da corrente de entrada. 2. Controlador para regular a vazão de combustível para os queimadores.	1. Colocar um sistema de encravamento na válvula controladora do fluxo de combustível.
Menos	Temperatura	Não procede	Não procede	Não procede	Não procede
Mais	Pressão	1. Obstrução dos tubos por falha no LC-23. 2. Mudança de composição da corrente de entrada.	1 e 2. Explosão.	1 e 2. Alarme de alta temperatura e muito alta temperatura da corrente de entrada e um controlador para regular a vazão da corrente de entrada no forno.	1 e 2. Encravamento da corrente de entrada no forno e ar.
Menos	Pressão	Não procede	Não procede	Não procede	Não procede
Não/ menos	Vazão	1. Vazamento ou bloqueio na tubulação. 2. Menor fluxo da corrente de entrada no forno. 3. Falha no controle de válvulas.	1. Parada do equipamento. 2 e 3. Forno superaquecido e temperatura de saída do reagente excessivamente alta.	1, 2 e 3. Controlador indicador de temperatura após o trocador de calor E-04.	1, 2 e 3. Parada do forno.
Mais	Vazão	1. Falha na bomba. 2. Falha no controle de válvulas.	1. Diminuição da eficiência de aquecimento do forno. 2. Aquecimento do produto até temperatura inferior à temperatura de projeto.	1 e 2. Detecção de vazão acima da projetada e atuação do controlador da válvula.	1 e 2. Instalação de sensor de vazão e controlador de vazão no laço
Inverso	Vazão	Não procede.	Não procede	Não procede	Não procede.
Outra	Composição	1. Alteração na composição da corrente de entrada.	1. Explosão	1. Sensor de temperatura na corrente de entrada do forno.	Não procede.

A partir da análise HAZOP é possível definir quais sensores e sistemas de

segurança devem ser utilizados no forno, garantindo a segurança e eficiência do processo. Por ser um equipamento com alta periculosidade, o cuidado durante seu projeto deve ser ainda maior, no entanto, todos os equipamentos devem ser projetados tomando medidas que garantam a eficiência e sobretudo a segurança do projeto.

Tabela 34 – Circuito do Combustível.

Palavra-Guia	Variável	Causas Possíveis	Consequências Possíveis	Proteções do Sistema	Medidas Corretivas
Mais	Temperatura	1.Mudança na composição do combustível do forno.	1.Explosão	1.Sensor de temperatura e de corte de suprimento de combustível.	1.Colocar um sistema de encravamento na válvula controladora do fluxo de combustível.
Menos	Temperatura	Não procede	Não procede	Não procede	Não procede
Mais	Pressão	1.Mudança na composição do combustível.	1.Explosão	1. Alarme de alta temperatura e muito alta temperatura da corrente de entrada e um controlador para regular a vazão de combustível e de ar para os queimadores.	1. Colocar um sistema de encravamento na válvula controladora do fluxo de combustível.
Menos	Pressão	Não procede	Não procede	Não procede	Não procede
Não/ menos	Vazão	1. Falta de combustível por problemas externos de instalação. 2. Falha no laço de controle LC-22 com fechamento da válvula.	1. Queda na pressão na linha de entrada ao queimador com possibilidade de apagar-se.	1. Parada de forno.	Não procede
Mais	Vazão	1. Falha no laço de controle LC-22 com abertura de válvula.	1. Explosão.	1. Alarme de alta temperatura e muito alta temperatura da corrente de entrada. 2. Controlador para regular a vazão de combustível e de ar para os queimadores.	1. Colocar um sistema de encravamento na válvula controladora do fluxo de combustível.
Outra	Composição	1.Mudança da composição do combustível.	1.Explosão	1. Sensor de temperatura na corrente de entrada do forno.	Não procede

6.1.5 Reator

O reator é composto por dois leitos nos quais em cada um deles ocorrem reações exotérmicas com catalisadores diferentes. Devido ao risco de aumento de temperatura, foi instalado ao longo do mesmo um conjunto de indicadores no topo e no fundo de cada leito ligado a um controlador diferencial de temperatura, além alarmes e alta e muito alta temperatura, acoplados a um sistema de encravamento associado a válvula

de controle de alimentação do reator. Caso a temperatura fuja de controle devido a um aumento de temperatura, optou-se pela instalação de um sistema de injeção de veneno de reação (Nitrogênio - N_2), alimentado no reator através de um compressor.

6.1.6 Coluna de Destilação

O controle e monitoramento das colunas de destilação foi realizado por meio de medidores e controladores de nível em cascata com os controladores de vazão nas correntes de refluxo de fundo das torres. Já a pressão no topo da coluna é controlada por válvulas de controle posicionadas nas saídas de cada tanque pulmão, e caso as colunas alcancem pressões elevadas, ativam-se respectivamente alarmes sonoros e sistemas de encravamentos.

Nas correntes de refluxo de topo foram instalados alarmes de baixo e muito baixo fluxo de fluido, além de um sistema de encravamento e medidores de pressão.

A alimentação dos vapores no refeedor é controlada através de um controle em cascata, onde um controlador mestre de temperatura atua sobre um controlador escravo de vazão. Além disso, foram dispostos alarmes de baixo e muito baixo nível no fundo de cada uma das colunas. Nas correntes de fundo que adentram os trocadores, foram inseridos indicadores de temperatura, pressão e vazão.

Para aliviar a pressão, válvulas de segurança foram instaladas na saída superior de cada coluna e sistemas de drenagem e alívio de pressão foram posicionados na saída inferior de cada uma delas.

6.1.7 Vasos

Indicadores de nível foram dispostos em todos os recipientes, ou tanques pulmão da planta. Os recipientes C-03 e C-04 são controlados pelas vazões das correntes de topo e pelos refluxos de topo de cada coluna.

Com relação a segurança, alarmes de alto e baixo nível foram dispostos para evitar problemas no armazenamento e instalou-se sistemas de drenagem e alívio de pressão em cada um dos recipientes.

6.2 Alarmes e Encravamentos

6.2.1 Alarme

A segurança é um dos requisitos para o controle da planta, dessa forma, é imprescindível a utilização de mecanismos que indiquem um funcionamento incorreto dos laços de controle.

São utilizados alarmes sonoros e visuais para sobressaltar os operadores acerca de variações sérias e potencialmente perigosas nas condições de processo. Os alarmes são sinais que disparam na sala de controle quando alguma variável de processo está fora da faixa de operação desejável, expondo o processo e a segurança dos funcionários a riscos. Nos casos em que há atraso ou falta de resposta do operador, levando a um rápido desenvolvimento da situação perigosa, alguns instrumentos são equipados com um sistema de encravamento que age automaticamente para evitar maiores riscos, desligando bombas, fechando válvulas ou operando sistemas de emergência. (TOWLER et al., 2013)

Os alarmes são postos em ação quando alguma variável atinge valores baixos (AL), altos (AH), muito baixos (ALL) ou muito altos (AHH). A Tabela 35 apresenta todos os alarmes que foram utilizados na planta, assim como os equipamentos e instrumentos aos quais estão associados.

Tabela 35 – Sistema de Alarmes da planta.

Equipamento Associado	Tipo de Alarme	Descrição
C-01	LAH LAL	Alerta de níveis alto e baixo no interior da coluna de destilação
C-01	PAH PAHH	Alerta de alta e muito alta pressão no interior da coluna de destilação
C-03	LAH LAL	Alerta de níveis alto e baixo no interior do tanque pulmão
F-01	TAH TAHH	Alerta de alta e muito alta temperatura na corrente de alimentação do forno
R-01	TDAH	Alerta de alta e muito alta temperatura no interior do reator
C-02	LAH LAL	Alerta de níveis alto e baixo no interior da coluna de destilação
C-02	PAH PAHH	Alerta de alta e muito alta pressão no interior da coluna de destilação
C-04	LAH LAL	Alerta de níveis alto e baixo no interior do tanque pulmão
C-01	FAL	Alerta de baixa vazão de refluxo de topo
C-02	FAL	Alerta de baixa vazão de refluxo de topo

6.2.2 Encravamentos

Quando um alarme é acionado e não existem ações corretivas, a variável de processo pode atingir valores ainda mais críticos, acionando os alarmes excessivamente baixos ou excessivamente altos, que por sua vez estão associados aos encravamentos. Os sistemas de encravamentos são representados em um P&ID pela sigla SE, seguido por um número de identificação. A Tabela 36 relaciona todos os encravamentos da unidade de produção de Propel-45.

Tabela 36 – Sistema de Encravamento da planta.

Equipamento protegido	Alarme Associado	N do Enclavamento Sinal
C-01	PAHH	SE-01
C-01	FALL	SE-01
C-02	PAHH	SE-04
C-02	FALL	SE-04
R-01	TDAH	SE-03
F-01	TAHH	SE-02
	Associado	Ação Associada
C-01	Pressão muito alta na coluna	Abertura da FCV-06
C-01	Vazão muito baixa de refluxo de topo	Fechamento da FCV-04
C-02	Pressão muito alta na coluna	Abertura da FCV-14
C-02	Vazão muito baixa de refluxo de topo	Fechamento da FCV-12
F-01	Temperatura muito alta na entrada do forno	Fechamento da FCV-20 e FCV-22

6.3 Tubulações

O transporte de fluidos é feito por meio de tubulações, que sofrem alterações de acordo com as condições e com o material que transportam.

Em algumas partes da tubulação usou-se Aço Inoxidável 304, por conta da presença de Hidrogênio (H_2), nas demais foi usado aço-carbono, que não é atingido pelo Hidrogênio.

O dimensionamento das tubulações foi feito utilizando o HYSYS, levando em consideração os seguintes dados:

- Comprimento: 40 m;
- ΔP máximo: $0,12 \text{ kg/cm}^2$;
- Pipe Schedule: 40.

6.4 Válvulas de Segurança

O sistema de controle e instrumentação representa o nível mais elementar de segurança da planta. Caso esse sistema falhe por algum motivo, o sistema de válvulas de segurança representa o nível superior de proteção contra acidentes.

Válvulas de segurança são projetadas para impedir que a pressão em determinados equipamentos atinja valores críticos, e ultrapasse a pressão de projeto, comprometendo a segurança da planta, e consequentemente resultando no rompimento ou explosão do equipamento. A Tabela 37 apresenta as válvulas de segurança da planta, os equipamentos protegidos e o cenário de dimensionamento da válvula. Este último, por sua vez

corresponde à maior vazão mássica q a válvula deve suportar para garantir a segurança do equipamento.

Tabela 37 – Válvula de segurança.

Código da Válvula	Equipamento protegido	Cenário
PSV-01	Coluna de destilação C-01	Falha no refeedor
PSV-02	Tanque de pulmão C-03	Bloqueio da válvula de controle
PSV-03	Reator R-01	Sobrepresão no reator
PSV-04	Coluna de destilação C-02	Falha no refeedor
PSV-05	Tanque de pulmão C-04	Bloqueio da válvula de controle

Os cenários considerados para o dimensionamento dos vasos foram o de bloqueio de válvula de controle e o de fogo externo. No primeiro cenário, foram analisadas todas as vazões de saída do recipiente, dimensionando a válvula para suportar a maior vazão mássica de saída entre as correntes envolvidas.

No caso de fogo externo, foram utilizadas as Equação 6.1 e Equação 6.2.

$$Q_c = 37139.A_c^{0,82} \quad (6.1)$$

$$\dot{m} = \frac{Q_c}{\lambda_{vapB}} \quad (6.2)$$

Onde \dot{m} representa a vazão mássica obtida em kg/h; Q_c é o calor que o recipiente recebe em caso de fogo externo em kcal/h; λ_{vapB} é o calor de vaporização do líquido no fundo do recipiente, em kcal/kg e A_c é a área externa do recipiente em m^2 . Considera-se o cálculo da área externa do recipiente com um nível máximo de 8 metros nos casos em que o recipiente tem altura superior a esse valor.

Os cenários considerados para o dimensionamento das colunas de destilação foram o de fogo externo, conforme as equações apresentadas acima, e os de falha no condensador e no refeedor. No primeiro caso, a Equação 6.3 foi utilizada e no segundo caso, a Equação 6.4.

$$\dot{m}_{cond} = \frac{Q_{cond}}{\lambda_{vapD}} \quad (6.3)$$

$$\dot{m}_{reb} = \frac{Q_{reb}}{\lambda_{vapB}} \quad (6.4)$$

Onde \dot{m}_{cond} e \dot{m}_{reb} representam as vazões mássicas obtidas em kg/h; Q_{cond} e Q_{reb} os fluxos de calor do condensador e do refeedor, respectivamente, em kcal/h e

λ_{vapD} e λ_{vapB} os calores de vaporização dos produtos de topo e fundo, respectivamente, em kcal/kg.

Para o dimensionamento da válvula de segurança na saída do reator, considerou-se uma vazão 20% maior que a vazão normal de operação.

6.5 Diagrama de Interconexões

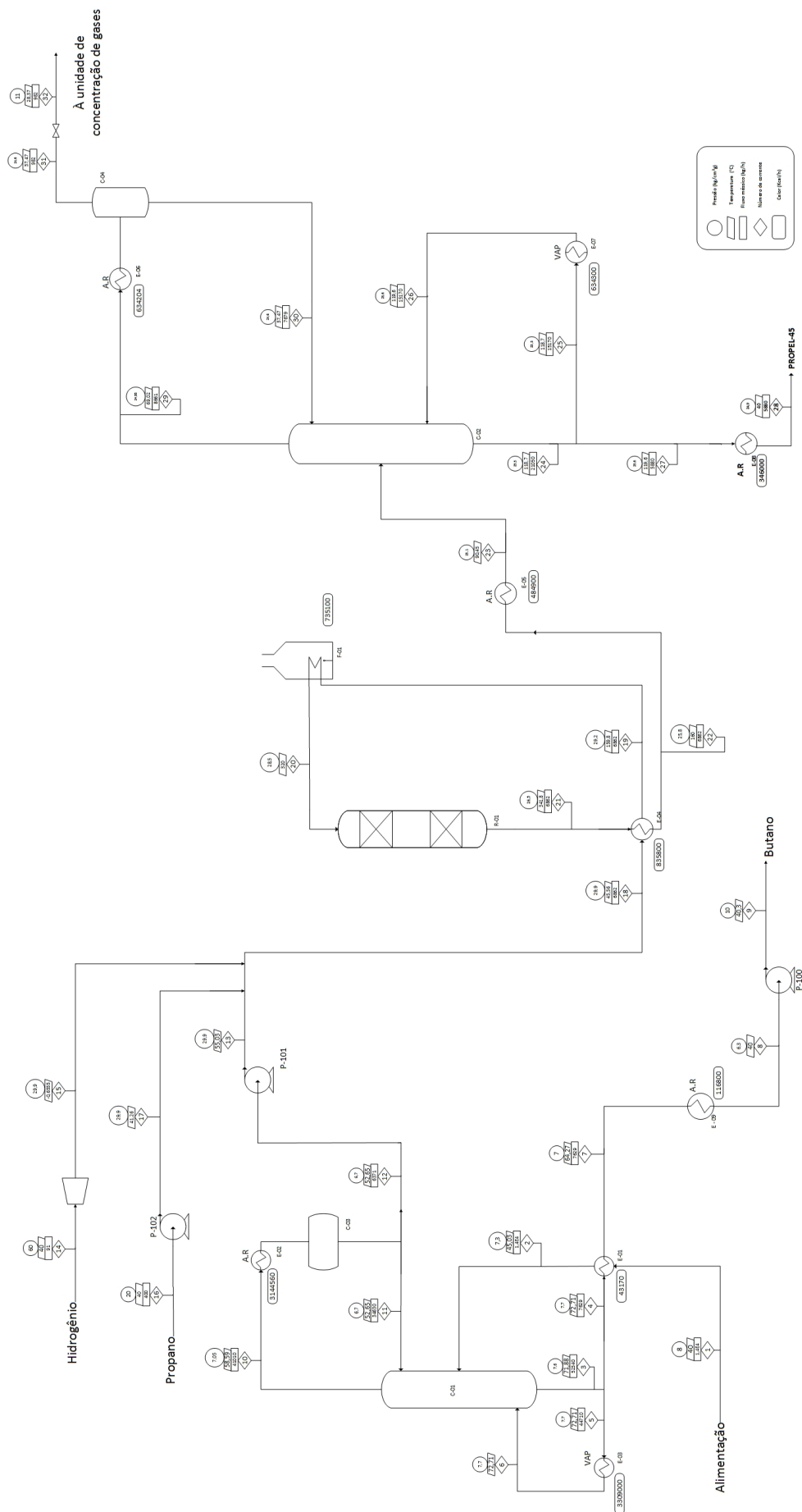
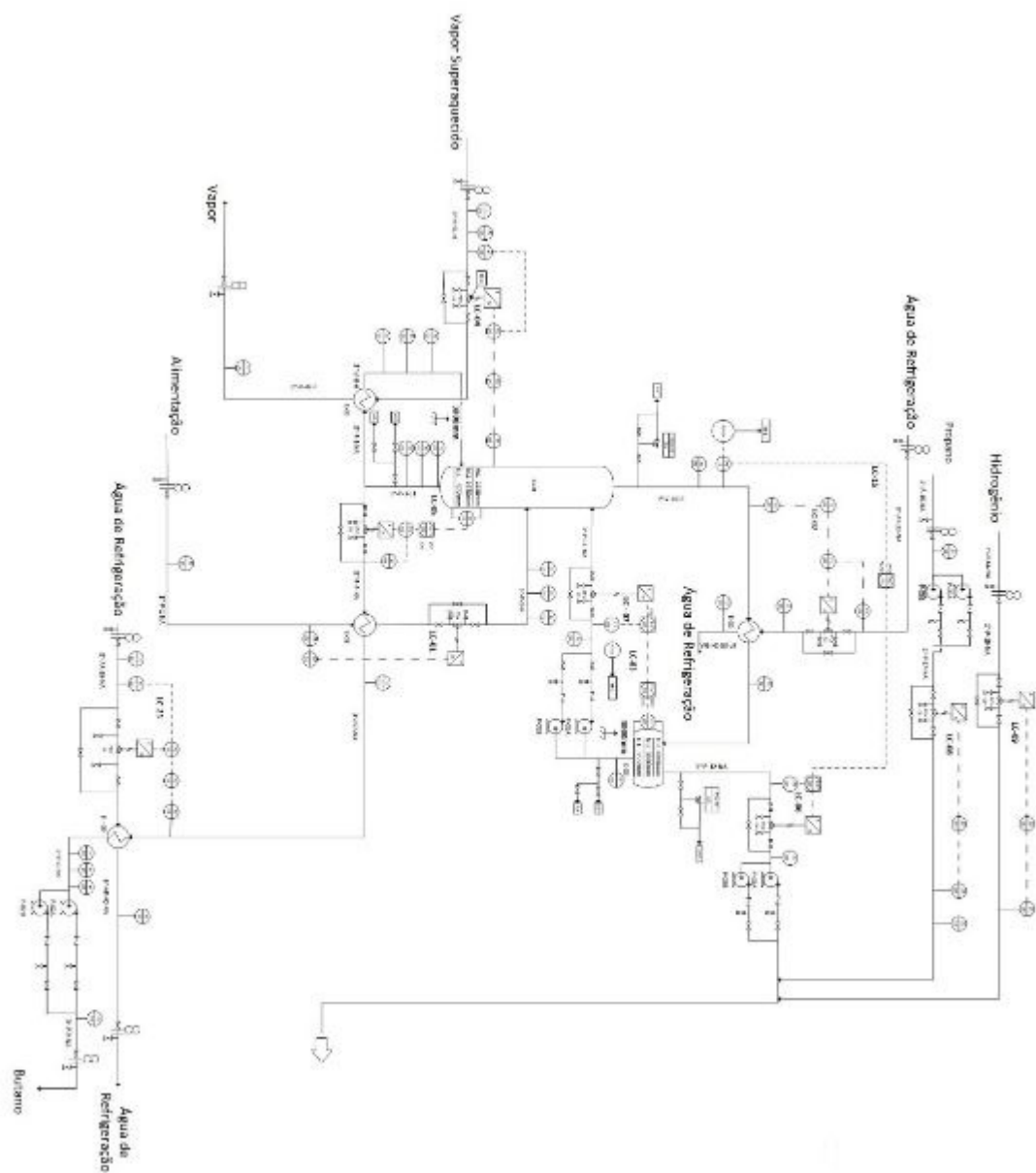
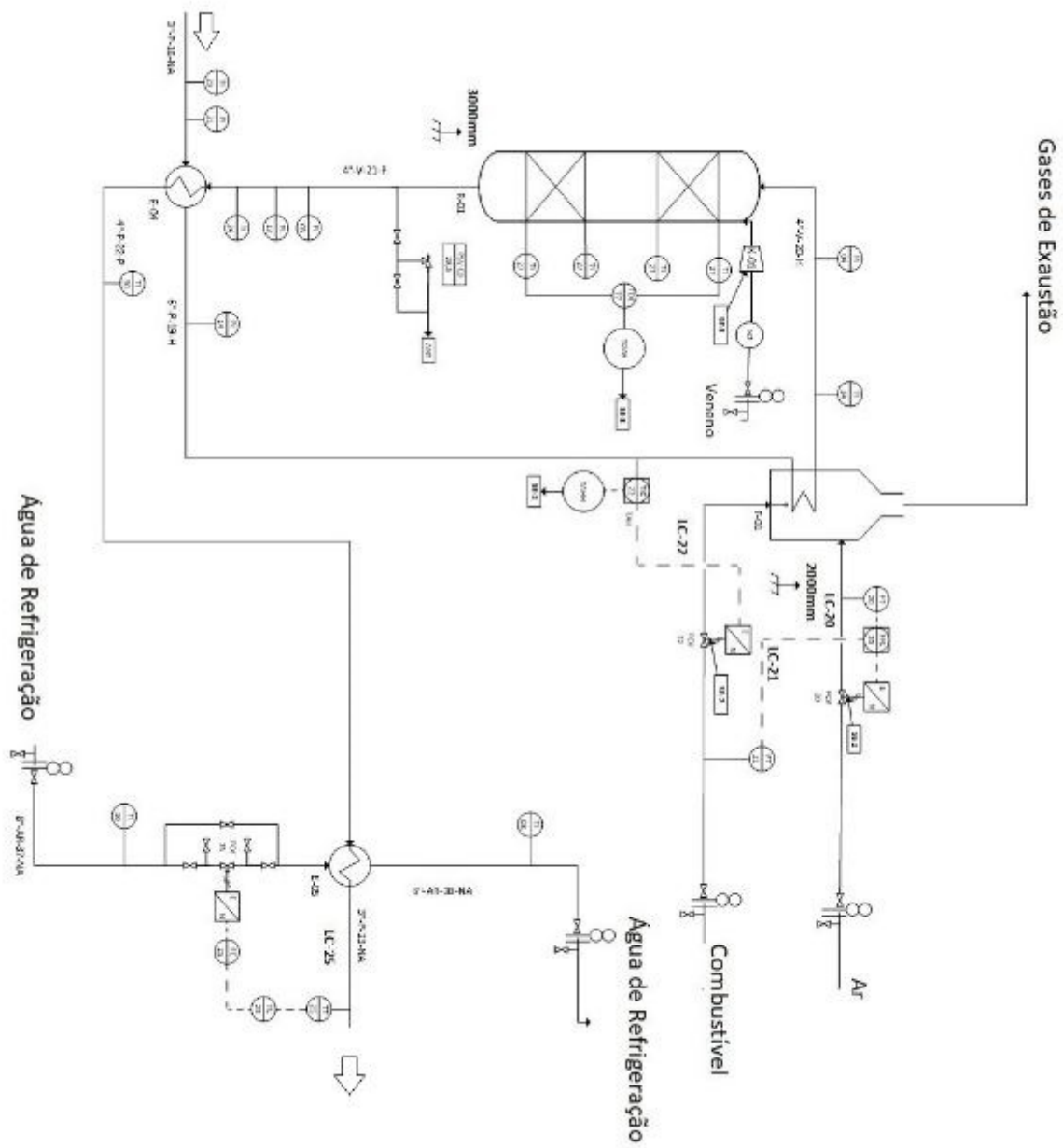
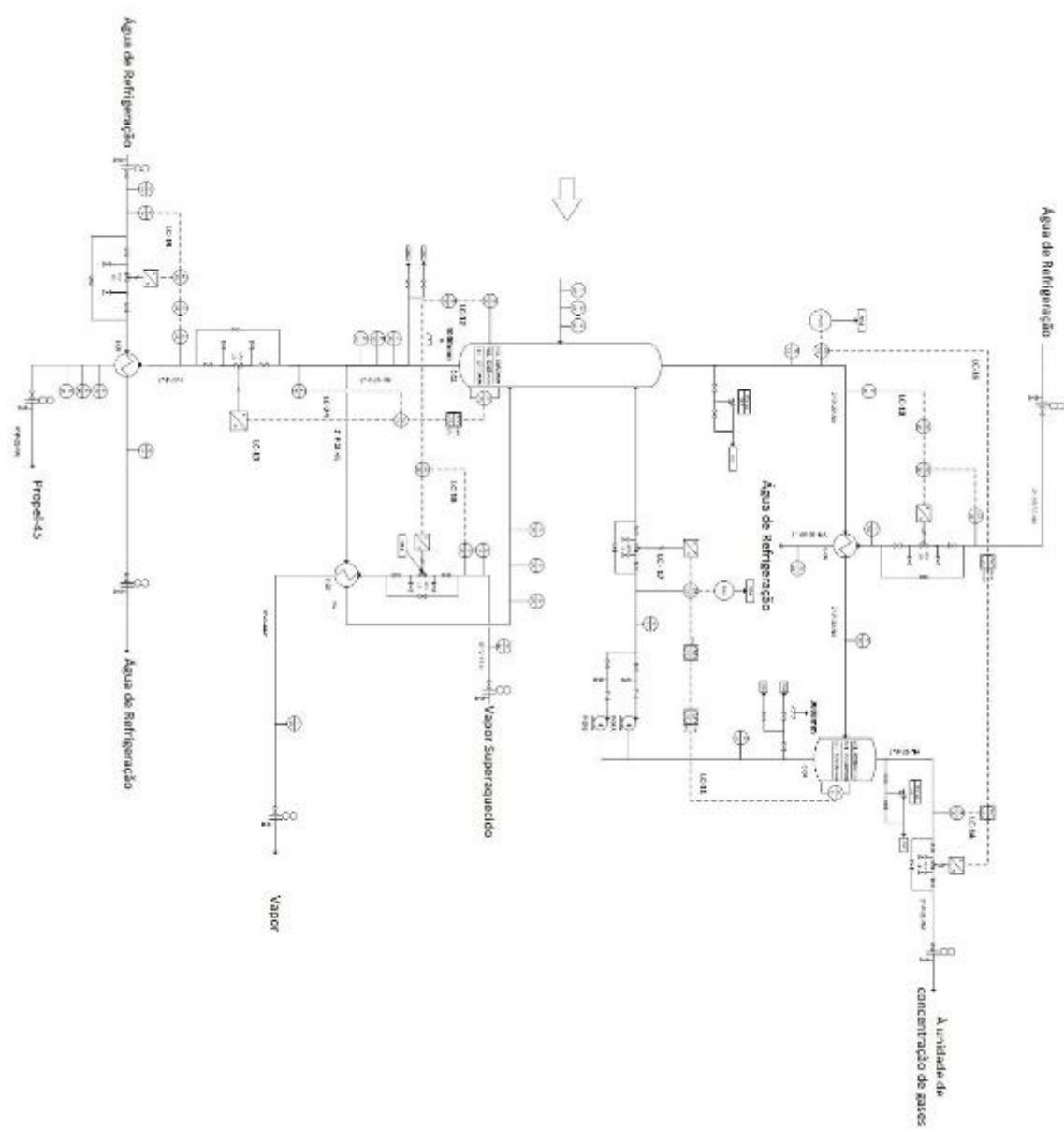


Figura 15 – Diagrama de Interconexões.

6.6 Diagrama P&ID







Lista de Equipamentos		Válvulas de Controle		Válvulas de Segurança	
Texto exibido	Descrição	Texto exibido	Descrição	Texto exibido	Carga
C-01	Torre de Destilação	FCV 01	Válvula de Controle de Fluxo	PSV-01	41 t/h
C-02	Torre de Destilação	FCV 02	Válvula de Controle de Fluxo	PSV-02	10,3 t/h
C-03	Tanque Pulmão	FCV 04	Válvula de Controle de Fluxo	PSV-03	8,3 t/h
C-04	Tanque Pulmão	FCV 06	Válvula de Controle de Fluxo	PSV-04	17,5 t/h
E-09	Condensador	FCV 08	Válvula de Controle de Fluxo	PSV-05	10,6 t/h
E-01	Pré Aquecedor	FCV 09	Válvula de Controle de Fluxo	Encravamentos	
E-02	Condensador	FCV 10	Válvula de Controle de Fluxo	Texto exibido	Ação
E-03	Refervedor	LCV 11	Válvula de Controle de Nível	SE-1	Fecha a FCV-04
E-04	Pré Aquecedor	FCV 12	Válvula de Controle de Fluxo	SE-2	Fecha a FCV-20 E FCV-22
E-05	Pré Resfriador	FCV 13	Válvula de Controle de Fluxo	SE-3	Injeção de N2 no Reator
E-06	Condensador	FCV 14	Válvula de Controle de Fluxo	SE-4	Fecha a FCV-12
E-07	Refervedor	FCV 19	Válvula de Controle de Fluxo	Outros	
E-08	Condensador	FCV 20	Válvula de Controle de Fluxo	Texto exibido	Descrição
F-01	Forno	FCV 21	Válvula de Controle de Fluxo	ANT	Tocha
P-01A	Bomba Centrífuga	FCV 23	Válvula de Controle de Fluxo	AA	Tratamento de água
P-02A	Bomba Centrífuga	FCV 24	Válvula de Controle de Fluxo		
P-03A	Bomba Centrífuga	FCV 25	Válvula de Controle de Fluxo		
P-04A	Bomba Centrífuga	LCV 03	Válvula de Controle de Nível		
P-05A	Bomba Centrífuga	LCV 05	Válvula de Controle de Nível		
R-01	Reator de Leito Fixo	LCV 13	Válvula de Controle de Nível		
K-01	Compressor				

7 Análise de Impacto Ambiental

O projeto da planta industrial apresentado, para produção do propelente PROPEL – 45, apesar de ser uma alternativa viável para a substituição dos gases cloro-fluorcarbonetos (CFC's), emprega determinados insumos e gera produtos e subprodutos que apresentam potencial poluidor. Dessa forma, será realizada uma análise dos impactos ambientais para avaliação dos possíveis efeitos das espécies poluentes presentes, bem como apresentar medidas mitigadoras e compensadoras.

Os processos de uma planta química influenciam de diversas formas o meio ambiente seja pelo lançamento de um efluente, poluição térmica, sonora. Assim, a eficaz identificação dos agentes poluidores bem como dos efeitos dessas espécies é de vital importância nesse estudo, garantindo que a legislação ambiental vigente seja cumprida e respeitada, avalizando a outorga do Licenciamento Ambiental ao projeto.

Nesse espírito, verificou-se que para a obtenção desse benefício deveriam ser seguidos as normativas técnicas e jurídicas trazidas pelos instrumentos empregados no controle e preservação ambiental, os quais estão listados abaixo. Assim, poder-se-á elaborar-se o Estudo de Impacto Ambiental (EIA). (IBAMA, 2002), (SEBRAE, 2004), (FEPAM, 2006), (FEPAM, 2002), (POYRY, 2011), (POYRY, 2012)

- Lei Federal n.º 6.938/81

Instituiu o Sistema Nacional de Meio Ambiente – SISNAMA, as competências do Conselho Nacional de Meio Ambiente – CONAMA, criou o Estudo de Impacto Ambiental (EIA) e o Relatório de Impacto Ambiental (RIMA), bem como a obrigatoriedade do Licenciamento Ambiental para determinadas atividades.

- Constituição Federal de 1988

Apresenta um capítulo exclusivo para tratar sobre o meio ambiente. Trouxe normas e diretrizes para a proteção dos recursos naturais bem como sua preservação. Também definiu o meio ambiente como sendo um bem de uso comum a todos os cidadãos.

- Resolução CONAMA n.º 237, de 19 de dezembro de 1997

Dispõe sobre o Licenciamento Ambiental e a competência de cada esfera do poder, as atividades sujeitas ao Licenciamento Ambiental, EIA e RIMA.

- Lei Federal n.º 9.605/98

Estabelece as punições e sanções criminais as atividades que lesionem o meio ambiente, introduzindo os conceitos de Responsabilidade Criminal e da Responsabilização Criminal da Pessoa Jurídica.

- Resolução CONAMA n.º 357, de 17 de março de 2005

Essa resolução dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu respectivo enquadramento, bem como também estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências correlatas.

- Resolução CONAMA n.º 430, de 13 de maio de 2011

Dispe sobre as condições e os padrões da emissão ou lançamento dos efluentes, complementando e alterando a Resolução CONAMA n.º 357, de 17 de março de 2005.

- Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) – Lei Federal n.º 12.305/10

Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos, dispondo sobre os seus princípios basilares, objetivos desejados e os instrumentos que serão empregados para garantir seu êxito. Também aborda as diretrizes relacionadas à gestão integrada e ao gerenciamento desses resíduos, as responsabilidades atreladas aos geradores e ao poder público.

Dessa forma, inspirando-se nas regulamentações apresentadas, para começar a elaboração do EIA, será inicialmente apresentada, em três subseções, os possíveis agentes poluidores, desde reagentes até produtos e subprodutos. (IBAMA, 2002), (SEBRAE, 2004), (FEPAM, 2006) Após, será abordada, considerando-se o processo fabril normal, ou seja, não atípico, a relação dos poluentes nos efluentes encontrados nessa planta. Por fim, será apresentada a proposta para compensação do carbono emitido e para as principais substâncias poluidoras, bem como as práticas sustentáveis e ecológicas que serão implementadas.

7.1 Emissões Atmosféricas

Nesse tópico serão apresentados os poluentes identificados que podem contribuir para a poluição atmosférica. (GURGEL et al., 2009) Assim, considerou-se desde os materiais de partida de produção, intermediários e produtos finais obtidos. Destaca-se que buscou-se englobar todo o processo produtivo nessa listagem, mas que, a planta em operação normal, dificilmente apresentará a emissão de algumas dessas espécies. Listagem segue abaixo. (NCBI, 2018) (HEALTH; SERVICES, 2012)

7.1.1 Dióxido de Carbono (CO_2)

- a) Efeitos adversos na saúde dos operários

Gás incolor e inodoro a temperatura e pressão atmosférica. Relativamente não tóxico e não inflamável. Pode causar asfixia em concentrações superiores a 40000 ppm.

- b) Efeitos adversos ao meio ambiente

Contribui para o Efeito Estufa.

- c) Medidas corretivas, mitigadoras e/ou compensadoras

O projeto foi otimizado para redução das emissões de CO₂ em seu processo produtivo. No entanto, para compensação do carbono emitido serão adotadas medidas especificadas posteriormente.

7.1.2 Monóxido de Carbono (CO)

- a) Efeitos adversos na saúde dos operários

Pode causar dor de cabeça, dificuldade para respirar, tontura, confusão mental, doenças cardiovasculares. Em concentrações a partir de 1200 ppm pode levar a óbito (ambientes fechados ou com baixa circulação de ar).

- b) Efeitos adversos ao meio ambiente

Contribui para o efeito estufa quando oxidado a dióxido de carbono.

- c) Medidas corretivas, mitigadoras e/ou compensadoras

A liberação de CO ocorrerá apenas se o fornecimento de O₂ no forno for comprometido, resultando em uma queima incompleta do combustível. Assim, garantindo-se um excesso de O₂ (30% a mais, por garantia) nessa seção, reduz-se a possibilidade de formação desse gás. Caso ocorra alguma falha, a planta conta com sistema de tocha (flare), que garantirá a conversão do CO a CO₂ antes de sua liberação na atmosfera.

7.1.3 Sulfeto de Hidrogênio (H₂S)

- a) Efeitos adversos na saúde dos operários

Irritação nos olhos e vias respiratórias (sensação de ardor e queimação), problemas no sistema respiratório, distúrbios digestivos, distúrbios no sistema nervoso central.

- b) Efeitos adversos ao meio ambiente

Contribui para a chuva ácida, danos ao solo e a vegetação locais.

- c) Medidas corretivas, mitigadoras e/ou compensadoras

Em operação normal, o leito de dessulfuração (óxido de zinco) irá trocar o átomo de enxofre presente no gás pelo átomo de oxigênio. Assim, o enxofre será imobilizado na forma de sulfeto de zinco, sólido, e se liberará vapor de água. Ressalta-se que o teor de enxofre presente na corrente de alimentação é mínimo e que o leito de dessulfuração apresenta um tempo de vida útil de 2 anos.

7.1.4 Gás Hidrogênio (H_2)

a) Efeitos adversos na saúde dos operários

Gás incolor, sem odor e altamente inflamável. Pode causar asfixia. Atóxico.

b) Efeitos adversos ao meio ambiente

Apresenta efeitos diminutos. Maior risco associado a explosões ou incêndios.

c) Medidas corretivas, mitigadoras e/ou compensadoras

Em operação normal, as tubulações e as seções da planta contendo o gás hidrogênio não apresentarão vazamento. Caso ocorra, queda de pressão será detectado no sistema. O remanescente do gás que sai da seção de hidrogenação é reciclado para a mesma seção. Recorda-se que, em situação atípica, a planta apresenta sistema de tocha para combustão desse gás.

7.1.5 Hidrocarbonetos Leves (etano, propano, isobutano, n-butano, pentanos e insaturados)

a) Efeitos adversos na saúde dos operários

Irritação ocular, hipóxia, parada respiratória, dificuldade para respirar, distúrbios no sistema nervoso central, confusão mental, dor de cabeça (caso haja vazamento nos tanques de armazenamento, tubulações ou nas seções de reação).

b) Efeitos adversos ao meio ambiente

Contribuição para o efeito estufa, desequilíbrio ambiental.

c) Medidas corretivas, mitigadoras e/ou compensadoras

Em operação normal, não ocorrerá esse vazamento, uma vez que implicaria em perda tanto do material de partida quanto do produto final. Caso, em situação atípica, ocorra o vazamento, uma queda de pressão seria percebida, possibilitando uma pronta resposta. Também se recorda da presença do sistema de tocha para conversão desses compostos em dióxido de carbono.

7.2 Efluentes Líquidos

De forma análoga ao que ocorreu na seção anterior, nesse tópico serão apresentados todos os efluentes líquidos presentes na indústria química projetada. Listagem abaixo.

7.2.1 Área de utilidades da planta química

Efluentes procedentes dos banheiros, cozinha e refeitório. Como no projeto considera-se um número reduzido de operários, pode-se enviar esse efluente para a rede de captação da companhia de tratamento de água e esgoto da região onde a indústria se encontra, pagando pelo serviço. Apesar da indústria apresentar uma estação de tratamento de esgoto (ETE), a não mistura com o efluente do processo industrial é favorável na operação de tratamento.

7.2.2 Água de Resfriamento

A água empregada no processo de resfriamento no trocador E-8 deixa o trocador a 49 C. Dessa forma, pela Resolução CONAMA 430, de 13 de maio de 2011, ela deverá passar por tanques de equalização para garantir que a sua temperatura atinja os padrões exigidos por lei. Além disso, considerando que as tubulações estejam integras, não havendo mistura ou escape, a água de resfriamento não apresentaria reagentes ou produtos do processo.

7.2.3 Águas cinzas (limpeza e lavagem)

As águas cinzas, provenientes da limpeza dos pavimentos, salas e equipamentos dentro dessa indústria serão enviados a ETE presente na planta química. Destaca-se que apesar de se trabalhar com hidrocarbonetos leves, existe a possibilidade de que esse efluente apresente certo conteúdo desses componentes.

Tal fato impacta na demanda química e biológica de oxigênio (DQO e DBO) no tratamento. Além disso, os surfactantes e outros produtos de limpeza empregados serão escolhidos de forma a minimizar o impacto na seção biológica da ETE (presença de sulfatos, grupos sulfônicos, fosfatos, além de modificadores de pH).

7.2.4 Água pluvial

A água pluvial não deve ser enviada a ETE, uma vez que dilui o efluente e prejudica, fortemente, as condições de operação existentes na estação, como por exemplo a etapa de sedimentação e a concentração ideal para funcionamento dos reatores biológicos.

Ela deve ser captada e enviada ao sistema de captação de águas pluviais ou pode ser acondicionada em recipientes adequados, com tratamento químico propício. Dessa forma, pode ser empregada para limpeza dos pavimentos e para rega da região arbórea do local onde a indústria está localizada.

7.3 Resíduos Sólidos

7.3.1 Catalisador seção de hidrogenação (Cobalto – Molibdênio)

O catalisador empregado na seção de hidrogenação da planta química apresentada consiste em um sólido de óxidos de cobalto (Co) e molibdênio (Mo). A quantidade de catalisador empregada foi planejada para durar toda a vida útil da planta. Destaca-se que como se tratam de óxidos apresentam uma maior estabilidade química. Podem provocar irritações nos seres humanos caso entrem em contato com mucosas.

A proposta, como mencionado, é que a quantidade de catalisador seja suficiente para toda a vida útil da planta. Após esse período esse catalisador será parcialmente empregado em pesquisas e, o restante, passará por beneficiamento para recuperação do cobalto e do molibdênio.

7.3.2 Leito de dessulfuração (Óxido de Zinco)

O reator no qual ocorre a hidrogenação das olefinas apresenta um segundo leito, no qual acontece o processo de remoção de enxofre da corrente de interesse. O enxofre elementar, que na seção de hidrogenação formou o sulfeto de hidrogênio, será removido empregando-se um leito de óxido de zinco.

O óxido de zinco troca o átomo de oxigênio pelo átomo de enxofre, imobilizando o enxofre na forma de sulfeto de zinco, sendo evoluído vapor de água. Esse leito foi projetado para ter uma vida útil de 2 anos de operação, entrando em contato com uma corrente de alimentação com no máximo 10 ppm de enxofre e resultando em uma corrente com teor inferior a 5 ppm.

Destaca-se que o sulfeto de zinco é altamente tóxico para o meio ambiente. Facilmente consegue percolar o solo, contaminando reservatórios subterrâneos de água bem como corpos d'água adjacentes.(NCBI, 2018)

7.3.3 Lodos da estação de tratamento de água e esgoto

O processo de tratamento de água de aporte para a planta gera lodo químico, devido ao emprego de agentes coagulantes e floculantes. Esse lodo será enviado à estação de tratamento de esgoto (ETE) da própria indústria. Os efluentes do processo industrial serão, também, enviados à ETE.

Ressalta-se que a magnitude do volume de efluentes enviados à ETE será reduzida. O processo apresentado está bem otimizado, envolvendo a reação de hidrocarbonetos leves. Assim, observa-se baixa formação de resíduos e subprodutos indesejados. Consequentemente, a produção de lodo é também será reduzida. O pagamento para dis-

posição em aterro sanitário pode ser uma opção válida nesse caso.

7.4 Revisão das espécies poluentes em cada seção da planta

Resumindo-se o que fora previamente exposto, tem-se que os efluentes são divididos basicamente em três tipos: gasosos, líquidos e sólidos. Para a produção do propelente temos os seguintes efluentes: os gases resultantes da combustão do forno F-1, gás carbônico (gasoso); a água para limpeza e manutenção dos equipamentos e a água de refrigeração (temperatura superior ao limite de lançamento) (líquidos); o sulfeto de zinco, catalisador com vida útil (sólidos).

Os efluentes líquidos são destinados a uma unidade de tratamento de efluentes (ETE) local, dentro da planta química. Como os efluentes líquidos gerados não são em grande volume, a unidade pode contar com apenas tratamentos mais simplificados, como: um tanque de equalização e neutralização; um flotador, por conta da densidade e hidrofobicidade dos componentes; um reator anaeróbico. Assim se obedece a Resolução CONAMA n.º 357, de 17 de março de 2005, e a Resolução CONAMA n.º 430, de 13 de maio de 2011.

O efluente sólido, agora sulfeto de zinco, pode ser comercializado mesmo após esgotada a vida útil para este processo. Assim, gera-se uma cadeia de valor para o resíduo, evitando um novo gasto para a indústria.

7.5 Compensação de carbono emitido

O cálculo das emissões de carbono foi gerado pela simulação do programa Aspen HYSYS e será contabilizado nos custos da planta química. Uma forma de realizar a compensação de carbono emitido é pelo plantio de espécies arbóreas, tanto na própria área em que a planta química está localizada quanto em áreas de reflorestamento. De preferência espécies endêmicas daquela região.

Assim, estima-se que indivíduos arbóreos sejam capazes, pelo menos nos primeiros 20 anos de sua vida, de fixar 4,0 kg até 5,0 kg de carbono por ano. (COMISSION, 2018)(ECYCLE,) Assim, pelas dimensões médias usuais de terrenos empregados para indústrias químicas desse porte, adotou-se como referência uma área de 4 milhões de metros quadrados, estimando-se que poderão ser plantadas, sem interferir na organização e nas operações, até 5000 árvores. Dessa forma, anualmente, no próprio local em que a indústria se situa já seriam imobilizados 22500 kg de carbono. (PETROBRAS, 2018)

No entanto, o software empregado estima que a emissão de carbono anual será em torno de 15000 toneladas. Dessa forma, créditos de carbono deverão ser comprados para compensar o carbono emitido. Destaca-se que a empresa apresenta a proposta de, anualmente, contribuir com o reflorestamento de 10000 mudas. Assim, tal fato já contribuiria

para a redução do valor a ser compensado. Especificação dos valores na seção de análise econômica.

Conforme expresso previamente, o sulfeto de zinco (ZnS) apresenta grande potencial poluente para o meio ambiente, podendo rapidamente contaminar corpos d'água adjacentes ou subterrâneos. Assim, verificou-se qual possibilidade se encaixaria melhor no cenário de troca somente a cada dois anos.

Dessa forma, uma solução que fora estudada seria o envio para aterro sanitário. Estaria de acordo com a Política Nacional de Resíduos Sólidos, representaria uma outra despesa para a empresa, mas só ocorreria a cada dois anos. Visto isso, identificou-se que uma outra alternativa seria a venda desse sólido para a indústria de zinco.

A indústria de zinco apresenta em seus processos industriais, para a obtenção de zinco, o processamento sulfeto de zinco. Assim, verificando-se no contexto atual, encontrou-se que o preço do quilo varia de acordo com a pureza, podendo ser vendido desde US\$ 10,00 até US\$ 40,00. Apesar da remoção do sulfeto de zinco ocorrer apenas uma vez em um período de dois anos, esse resíduo deixará de se tornar um gasto (envio para aterro sanitário) e passará a ser uma fonte de receita, além de evitar contaminação do meio ambiente.

Portanto, dada uma certa magnitude, em quilos, de massa empregada de óxido de zinco no leito de dessulfuração era esperado que se obtivesse massa análoga de sulfeto de zinco. No entanto, nem todo o óxido de zinco será convertido em sulfeto de zinco. Dessa forma, justifica-se a variação do preço de venda, baseado no grau de pureza desse sólido (teor de sulfeto de zinco).

Ressalta-se, novamente, a preocupação com a emissão de efluente gasosos pela chaminé. Assim, ela foi posicionada de tal forma a proporcionar uma dispersão adequada dos gases obtidos após a combustão. Reforça-se que a presença de particulados (fuligem) nessas emissões é mínima, uma vez que se emprega excesso de comburente no processo de queima e que o combustível, parte dos subprodutos, é gasoso, favorecendo o processo de combustão. Mesmo que em eventualidades seja empregado combustíveis sólidos, o excesso de oxigênio atrelado a uma alta temperatura de queima reduz drasticamente a presença de particulados. A indústria incorporará filtros na descarga de gases por segurança.

Por fim, também se destaca o fato de que existe a intenção de se aproveitar o reservatório de água para incêndio, exigido por lei, como um lago, devido as suas dimensões, que devem ser compatíveis com a capacidade produtiva da indústria, para criação de peixes. Assim, criar-se-ia um ambiente de lazer e descanso para os colaboradores durante o horário reservado para refeição. Também será liberado aos funcionários e suas famílias, para pesca, uma vez ao mês.

8 Avaliação Econômica

8.1 Descrição

Uma das últimas etapas de um projeto é a avaliação econômica, a qual engloba o cálculo de todos os custos, rentabilidade, lucro, investimento e capital imobilizado. Sendo um dos parâmetros mais importantes e decisivos na execução do projeto. Também tem como objetivo a otimização do projeto de forma a encontrar a melhor condição prática dentro dos limites teóricos.

A avaliação econômica do início do projeto possui incertezas, pois os valores de compra de insumos, de venda de produtos e da mão de obra estão sujeitos a oscilações no contexto socioeconômico mundial. Dessa forma, não se objetiva encontrar um valor exato, mas sim uma faixa com o possível valor.

No entanto, uma avaliação definitiva, que é feita depois de uma análise inicial, possibilita encontrar uma boa estimativa do custo total da planta, assim como a perspectiva de investimento e lucro ao longo do tempo. Dessa forma, acaba sendo uma adequada forma para o contratante ou empresa decidir se vai investir ou não seu capital.

Neste projeto, a análise é feita a partir de parâmetros de custos dos equipamentos de acordo com suas dimensões, dos seus serviços auxiliares e ainda da mão de obra, seguro, manutenção, licenciamento, impostos e matérias primas.

8.2 Investimento e Custos

O cálculo inicial consiste no capital imobilizado, o qual é definido como o conjunto de bens adquiridos que garantem o funcionamento e manutenção das operações laborais. Também se leva em consideração os valores do espaço físico e equipamentos. O capital imobilizado (C) é descrito matematicamente pela Equação 8.1.

$$C = a + b \times S^n \quad (8.1)$$

Onde a , b , e n são parâmetros tabelados de acordo com o equipamento, S é um parâmetro de projeto do equipamento e C é o custo. Os valores de todos os parâmetros para cada tipo de equipamento, estão presentes na tabela da obra Chemical Engineering Design, de Towler e Sinnott, 2008 (TOWLER et al., 2013). Todos esses parâmetros são apresentados a seguir na Tabela 38.

Tabela 38 – Parâmetros de custos implementados nos equipamentos da planta.

Equipamento	A	b	n	S
Colunas de Destilação	-2500	200	0,6	Massa da carcaça (kg)
Trocador de Calor (casco duplo)	1600	2100	1	Área (m^2)
Trocador de Calor (tubo U AEU e AFU)	24000	46	1,2	Área (m^2)
Forno	53000	69000	0,8	Potência (MW)
Vasos horizontais	-2500	200	0,6	Massa da carcaça (kg)
Vasos Verticais	-400	230	0,6	Massa da carcaça (kg)
Reatores	14000	15400	0,7	Volume (m^3)
Bombas	3300	48	1,2	Vazão ($L.s^{-1}$)

Os valores apresentados nos custos têm sua referência em dólar americano, para conversão em real adota-se o valor base do ano de 2017 de R\$3,87 (Equação 8.3).

O sobredimensionamento dos equipamentos está descrito na seção de especificação do projeto e são levados em conta no cálculo de custos. Tal prática é pertinente, uma vez que possibilita uma maior flexibilidade operacional posterior. No entanto, como descrito previamente, busca-se encontrar um fator de segurança que garanta tal fato, mas que não inviabilize a execução do projeto.

Alguns parâmetros usados para o cálculo de custos iniciais levam em conta o ano de base de 2006, por isso o índice de custos deve ser atualizado. Essa atualização é descrita pela Equação 8.2.

$$Custo_{2017} = Custo_{2006} \frac{Indice_{2017}}{Indice_{2006}} \quad (8.2)$$

$$Custo_{2017}(R\$) = Custo_{2017}(US\$) \cdot 3,87 \quad (8.3)$$

Onde o Índice de 2006 adotado foi 499,6 e o Índice de 2017 foi de 567,5. Assim, o custo pode ser calculado para cada equipamento individualmente e seus valores são apresentados na Tabela 39.

Conforme a Tabela 39 e com estimativas a partir do método das percentagens é possível estimar o custo total da planta usando o valor dos equipamentos como referência. Serão considerados os gastos ISBL (Inside Battery Limits) que são os: materiais (obra civil e edifícios, tubulação e infraestrutura, instrumentação, eletricidade, isolamento e pintura), engenharia de detalhe, construção e supervisão.

Já os gastos gerais do processo são o OSBL (Outside Battery Limits) que engloba os serviços auxiliares, Off-sites, gastos de arranque, contingências e imprevistos.

Tabela 39 – Estimativa de custos dos equipamentos da planta.

Identificação do Equipamento	Custo 2017 (R\$)
P-1	434.927,63
P-2	232327,1296
P-3	434649,3039
P-4	521.942,70
P-5	161197,3538
F-1	2.375.666,13
K-1	944.553,75
E-1	476.894,31
E-2	1520052,55
E-3	663858,58
E-4	460.434,15
E-5	428.822,46
E-6	381.061,46
E-7	254.039,06
E-8	394.145,89
E-9	467.950,83
C-1	4.017.278,74
C-2	978.325,13
C-3	140428,29
C-4	450.959,95
R-1	1635826
TOTAL	15.147.093,4

As estimativas seguem de acordo com porcentagens estabelecidas com o método, sendo para materiais um valor entre 60 e 70%. O gasto com engenharia de detalhe pode variar entre 40 e 50% do gasto com equipamentos mais os gastos de materiais, em outras palavras, 74,5% do custos dos equipamentos, uma vez que o cálculo dos materiais dependem de tais custos. Por fim, o custo de construção equivale a 60% deste custo, enquanto para o cálculo da supervisão utiliza-se 10%. (DUEÑAS et al., 2010)

Assim, é possível encontrar a estimativa de custos apresentada na Tabela 40. É importante ressaltar que esse método não considera o horizonte temporal e pode apresentar distorções. Ou seja, é recomendável que sua análise seja feita cuidadosamente, preferencialmente tendo acesso a outras ferramentas para comparação.

Já outros parâmetros como engenharia de processo (licença federal e municipal para instalação e operação e engenharia básica) não são calculados pela o método da porcentagem, são valores fixos (MR\$2,7 e MR\$1,35) da seção de Especificação do projeto.

Assim, o valor encontrado para o ISBL é de MR\$ 66,05.

Tabela 40 – Custos estimados pelo método das porcentagens.

Tipo do Custo	Porcentagem	Custo em 2017 (MR\$)
Equipamentos	100	15,15
Materiais	65	9,85
Obra Civil e edifícios	28	4,24
Tubulações e infraestrutura	45	6,82
Eletricidade	10	1,52
Instrumentação	10	1,52
Isolamento	5	0,76
Pintura	2	0,30
Engenharia de detalhe	74,25	11,25
Construção	60	9,09
Supervisão	10	1,52

Tabela 41 – Gastos gerais do processo

Serviços Auxiliares	4,0 % do ISBL	2,64
Off-sites	8,0 % do ISBL	5,28
Gastos de Arranque	3,5 % do ISBL	2,31
Contingências e Imprevistos	10,0 % do ISBL	6,60

Esses últimos valores da Tabela 41 são denominados OSBL, como expresso anteriormente. Assim, o valor encontrado é de MR\$ 16,83.

O capital imobilizado total é dado pela soma dos custos ISBL e OSBL, para este caso tem-se um valor de MR\$ 82,9.

8.3 Capital de Giro e Investimento Total

O capital de giro é o investimento implementando para financiar a continuidade das operações industriais. Ele pode ser facilmente transformado em recurso monetário. Está atrelado ao valor do estoque de matéria prima. O capital de giro no caso apresentado é nulo.

Esse fato está atrelado à dois aspectos importantes nesse projeto. O primeiro dele é o de que o gás hidrogênio não é estocado na planta. É obtido no momento em que a planta é posta em funcionamento. O segundo é que tanto a corrente de C4 de refinaria como a de propano advêm de seções anteriores da planta, de processos prévios. Nesse caso, considera que seu custo é igual a zero.

O investimento total é por definição a soma do capital imobilizado com o capital

de giro. Dessa forma, o investimento total é de MR\$ 82,9.

8.4 Vendas/Receita

O PROPEL-45 apresenta um valor de mercado de mil reais (R\$ 1000,00) a tonelada. Considerando-se uma produção anual de 47.040 toneladas, ou seja, uma produtividade de aproximadamente 5,88 toneladas por hora, já que se considera que a planta opera 8000 horas anualmente, obter-se-ia um valor de vendas de MR\$ 47,00.

Já para o caso do butano comercial, que apresenta preço de R\$ 540,00 por tonelada, a produção é de 7,63 toneladas por hora, resultando em MR\$ 33,00. Por fim, para o gás residual registrou-se uma produção de 0,99 toneladas por hora. Como o preço de venda desse gás é de R\$ 280,00, espera-se obter MR\$ 2,2. No entanto, esse último gás, a princípio será empregado na própria indústria para queima e obtenção de energia.

Tabela 42 – Relação dos produtos vendidos

Produto	Produção (ton/h)	Valor de venda (R\$/ton)	Valor anual (R\$)
PROPEL - 45	5,88	1000,00	47.040.000,00
N – BUTANO	7,63	540,00	32.957.280,00
GÁS RESIDUAL	0,99	280,00	2.222.080,00

Assim, espera-se obter uma receita anual com as vendas dos produtos no valor de MR\$ 80,00.

8.5 Custos Anuais

Os custos de fabricação podem ser classificados em custos diretos: são consumidos diretamente na atividade produtiva, como matéria-prima e serviços auxiliares; e indiretos que não participam da produção, mas são necessários para a obtenção do produto, como manutenção e serviços auxiliares.

Outro tipo de gasto são os gerais da planta: gastos comerciais, gerência, pesquisa e serviço técnico, os quais não são considerados nos custos de fabricação. Para essa planta, consideramos os seguintes aspectos além daqueles apresentados no capítulo 2, da especificação do projeto:

Na mão de obra direta foram consideradas dois postos de trabalho e cinco operadores por vaga, ou seja, um total de dez operadores, com salário mensal de R\$ 15.000 por operador, 180.000,00 (não considerando décimo terceiro e benefícios. Considera-se o valor

de mão obra indireta como 30% da direta. Os custos diretos e empregados são de 25% sobre a mão de obra direta.

O Abastecimento e impostos dependem do ISBL e valem respectivamente, a 7,5 e 0,75 % dele. Já a manutenção representa 6,0 % e o seguro 1,0 % desse mesmo capital.

A amortização distribui o valor do imobilizado durante a vida útil do processo e para esse projeto foi considerada amortização linear a 10 anos. Gastos comerciais representam 7,5% do custo de fabricação e gastos de gerência, 4%. Custos de pesquisa representam 1% das vendas/receita.

Esses valores estão apresentados na Tabela 43 a seguir.

Tabela 43 – Custos anuais subdivididos para a planta.

Subdivisão	Valor (MR\$)
Matéria Prima	0,57
Serviços Gerais	5,0
Abastecimento	4,95
Manutenção	4,0
Diretivos e empregados	0,45
Amortização	8,29
Impostos	0,49
Seguros	0,66
Mão de Obra direta	1,80
Mão de Obra indireta	0,54
Gastos Gerais	
Comerciais	2,0
Pesquisa e serviço técnico	0,8
Gerência	1,1

Dessa forma, constatou-se que o custo de fabricação foi de MR\$ 26,75. Já os gastos gerais resultaram em MR\$ 3,9. Portanto, obteve-se ao todo um custo de MR\$ 30,62.

Na Tabela 44, destacam-se os serviços auxiliares que englobam os serviços gerais. Para seu cálculo são adotados os valores da seção de Especificação do projeto. Os valores de consumo e custos dos auxiliares são apresentados na Tabela 44.

8.6 Avaliação de Rentabilidade

A rentabilidade é uma medida de quão lucrativo o investimento pode ser e, dessa forma, ela é uma forma de segurança para investidores. Ela depende diretamente dos custos explicitados anteriormente nesta seção, das vendas, da inflação, dos impostos e do horizonte temporal. O tempo de projeto adotado foi de 15 anos de operação.

Tabela 44 – Custos anuais dos serviços auxiliares por equipamento ou conjunto de equipamentos.

Identificação do Equipamento	Custo 2017 (R\$)
P-1, C-1, C-3, E-2, E-3	2.155.352,836
P-4, C-2, C-4, E-6, E-7	441.797,35
P-2	13.303,37747
P-3	72.930,72033
P-5	2132,553727
F-1	280.295,50
K-1	567.840,00
E-1	14.483,20
E-4	280.320,00
E-5	27.820,80
E-8	19.850,40
E-9	7.257,60
R-1	1.125.000
TOTAL	5.008.384,34

A medida se conduz pelo uso de dois indicadores, a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Valor Líquido Atualizado (VAL) descritos pelas Equação 8.4 e Equação 8.5.

$$TIR = \sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1 + TIR)^i} = 0 \quad (8.4)$$

$$VAL_k = \sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(i + k)^i} \quad (8.5)$$

Onde F_n é o fluxo de caixa no ano em questão (n), t é a vida do projeto dadas em anos e i é taxa os juros de referência. Os parâmetros usados para fluxos de caixa são calculados usando de partida os dados da Tabela 45.

Tabela 45 – Parâmetros de partida para o fluxo de caixa.

Horizonte temporal	3 anos para posta de funcionamento + 15 anos de operação
Capital imobilizado	82,9 milhões de reais
Capital de giro	0 milhões de reais
Curva de Investimento	Ano 0: 10,0%, Ano 1: 60,0%, Ano 2: 30,0%
Vendas	79,9 milhões de reais
Custos	30,62 milhões
Amortização Linear	10,0% ao ano em 10 anos
Impostos	35,0%
Juros	10,0 %
Inflação	4,0%

Além dos parâmetros apresentados na tabela, destacam-se outros parâmetros para elaboração completa do fluxo de caixa, eles são:

- Quantidade de fundos investidos em um ano (FI) é dada soma do capital imobilizado e do capital de giro;
- Benefícios antes dos impostos (BAI) dado pela diferença dos valores das vendas pelo custos e amortização. Os impostos neste caso são 35% de BAI;
- Benefícios depois dos impostos (BDI) são dados pela diferença do BAI pelos impostos;
- Fundos gerados (FG) são a diferença do BDI pela amortização; fluxo de caixa (CF) é o montante dos fundos gerados subtraído os fundos investidos no ano
- O valor atualizado líquido é o somatório dos fluxos de caixa atualizados;
- Também se considera: A curva de investimento significa que nos três anos de projeto, o imobilizado do ano 0 é 10% do capital imobilizado calculado para a planta, no ano 1 é de 60% e no ano 2, 30%. O capital de giro é investido no ano 2.

Reforça-se que a cada 2 anos será necessário comprar o catalisador ZnO para o processo de dessulfuração, no valor de MR\$ 2,25. Além disso, a empresa terá que adquirir créditos de carbono para compensar a emissão de CO_2 pelo processo industrial. Como fora mencionado na seção de análise de impacto ambiental, essa planta estará emitindo anualmente cerca de 15.000 toneladas de carbono.

Dessa forma, ao custo de R\$ 67,50 por tonelada, representaria anualmente MR\$ 1,0. Destaca-se, como mencionado na seção ambiental, que a empresa tem projetos de reflorestamento que reduzirão esse custo, mas para essa avaliação será considerado o valor integral.

Assim, o custo antes estimado em MR\$ 30,62, ao incluir a parte ambiental, sem considerar as medidas reparadoras que serão adotadas, será de MR\$ 31,62. E a cada dois anos, será acrescido mais MR\$ 2,25, resultando nesses anos em um custo de MR\$ 33,87.

Ressalta-se também que outra proposta da empresa é a comercialização do sulfeto de zinco, após o período de dois anos, para a indústria de zinco, como exposto na seção ambiental. No entanto, como o valor desse produto está atrelado a sua pureza, o que inviabiliza uma estimativa do valor comercial, por isso ele não será considerado nessa análise.

Tabela 46 – Parâmetros de partida para o fluxo de caixa atualizado (parte ambiental e leito de dessulfuração).

Horizonte temporal	3 anos para posta de funcionamento + 15 anos de operação
Capital imobilizado	82,9 milhões de reais
Capital de giro	0 milhões de reais
Curva de Investimento	Ano 0: 10,0%, Ano 1: 60,0%, Ano 2: 30,0%
Vendas	79,9 milhões de reais
Custos	31,62 milhões de reais (anos normais) 33,87 milhões de reais (anos de compra de catalisador)
Amortização Linear	10,0% ao ano em 10 anos
Impostos	35,0%
Juros	10,0 %
Inflação	4,0%

Tabela. Fluxo de caixa anual da empresa (MR\$)

Ano	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Imobilizado	-8,29	-49,74	-24,87															
Giro			0,00															
FI	-8,29	-49,74	-27,12															
Vendas				79,90	83,10	86,42	89,88	93,47	97,21	101,10	105,14	109,35	113,72	118,27	123,00	127,92	133,04	138,36
Custos				31,62	32,88	36,45	37,91	41,67	43,34	47,33	49,22	53,44	55,57	60,05	62,45	67,20	69,89	74,93
Amortização				7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	7,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BAI				40,50	42,43	42,19	44,19	44,02	46,09	45,99	48,14	48,13	50,37	58,22	60,55	60,73	63,15	63,43
Impostos				14,18	14,85	14,77	15,47	15,41	16,13	16,10	16,85	16,85	17,63	20,38	21,19	21,25	22,10	22,20
BDI				26,33	27,58	27,42	28,72	28,61	29,96	29,90	31,29	31,29	32,74	37,85	39,36	39,47	41,05	41,23
FG				18,55	19,80	19,64	20,94	20,83	22,18	22,12	23,51	23,51	24,96	37,85	39,36	39,47	41,05	41,23
Fluxo de caixa	-8,29	-49,74	-27,12	18,55	19,80	19,64	20,94	20,83	22,18	22,12	23,51	23,51	24,96	37,85	39,36	39,47	41,05	41,23
CF atualizado	-8,29	-45,22	-22,41	13,93	13,52	12,20	11,82	10,69	10,35	9,38	9,07	8,24	7,95	10,96	10,36	9,45	8,93	8,16
CF acumulado	-8,29	-53,51	-75,92	-61,99	-48,46	-36,27	-24,45	-13,76	-3,41	5,97	15,03	23,27	31,23	42,19	52,55	62,00	70,94	79,09

Figura 16 – Fluxo de caixa anual da empresa.

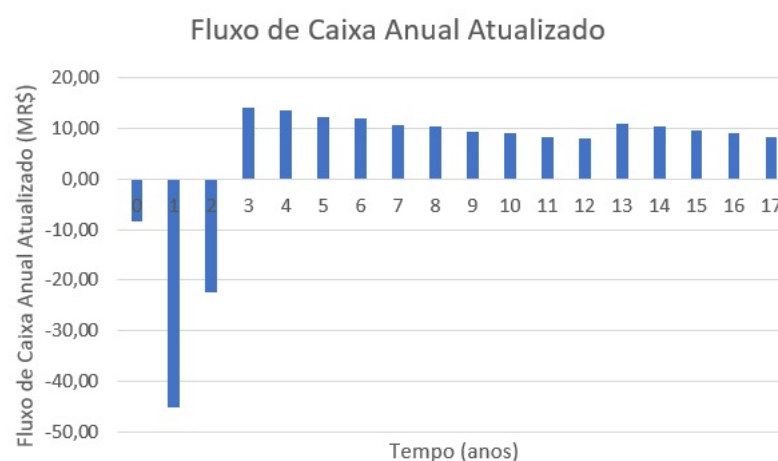


Figura 17 – Progressão do fluxo de caixa atualizado.

A figura Figura 17 permite uma visualização mais clara da distribuição do investimento e dos lucros em um horizonte temporal de 15 anos de operação e 3 de posta de funcionamento da planta. Além disso, é viável avaliar a rentabilidade pelo conceito do Valor Líquido Atualizado (VAL), constatou-se que o projeto se mostrou rentável, apresentando $VAL = 79.093.390,00$ reais.

Na Figura 18, gráfico apresentando o fluxo de caixa atualizado acumulado.

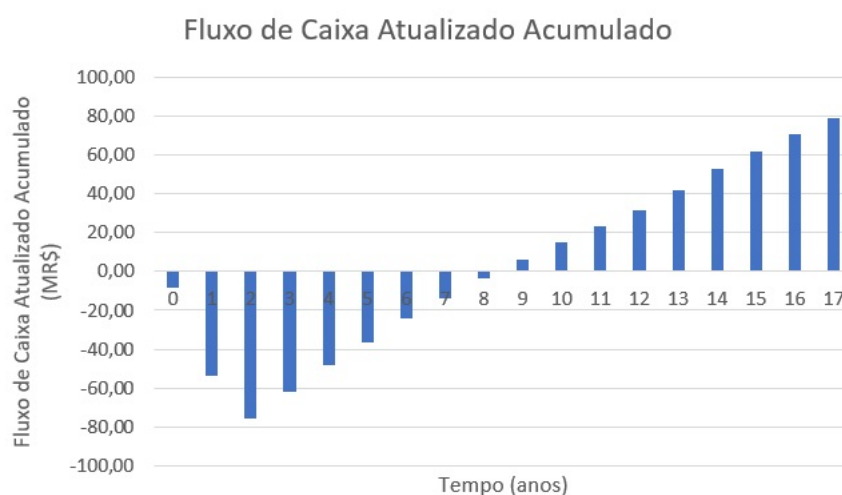


Figura 18 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado.

Pode-se perceber facilmente que entre os anos número 8 e 9 o empreendimento começa a se tornar rentável.

8.6.1 Sensibilidade de Rentabilidade

Agora, verificar-se-á a Taxa Interna de Retorno (TIR), a qual representa a viabilidade econômica do projeto frente aos juros de referência, sendo obtida substituindo o

valor de juros na equação da VAL até se obter valor igual a zero.

Inicialmente, verificou-se o comportamento caso os juros de referência fossem para 20%. Recordar-se que o valor base adotado foi de 10%. Comportamentos representados graficamente por Figura 19 e Figura 20.



Figura 19 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para juros de 20%.

O projeto ainda apresentou VAL positiva, de VAL = 4.876.920,00 reais.

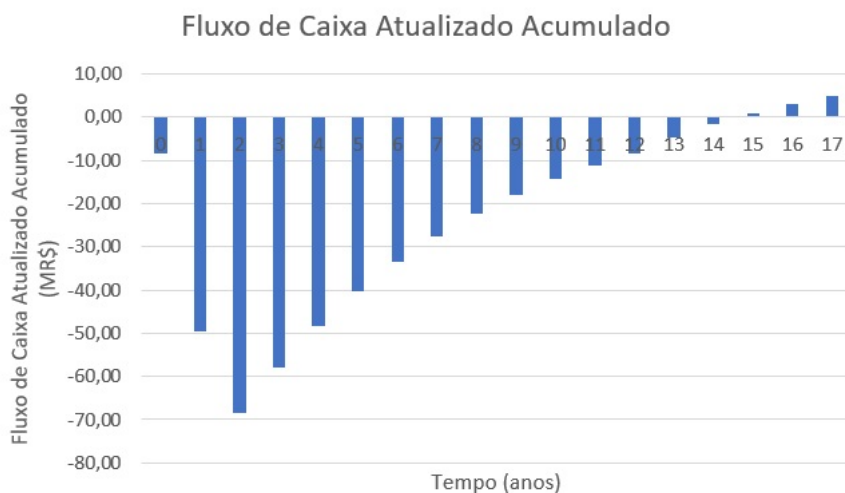


Figura 20 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para juros de 20 %.

No entanto, o empreendimento só começou a se tornar rentável entre os anos de número 14 e 15.

Por fim, percebeu-se que com um incremento de apenas 1,3% em relação ao último valor, ou seja de 20,0% para 21,3%, o VAL se igualou a zero. Dessa forma, a TIR encontrada é de 21,3%, representado por Figura 21 e Figura 22.

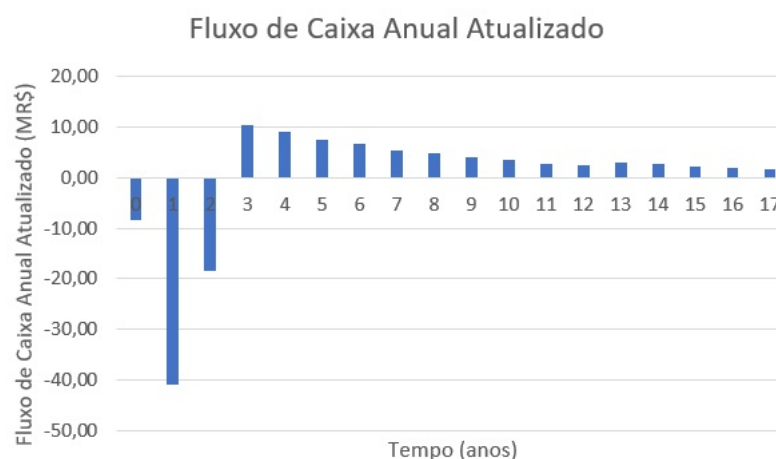


Figura 21 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para juros de 21,3%.

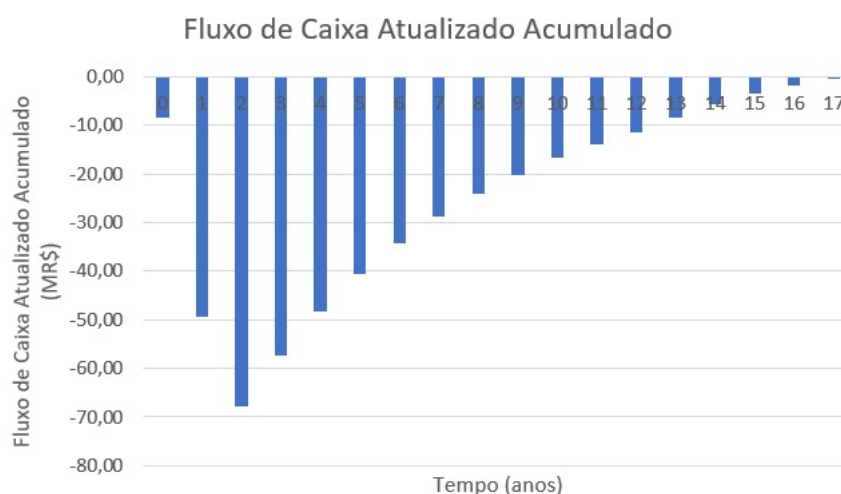


Figura 22 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para juros de 21,3%.

Um fator determinante para avaliação econômica é moeda de referencial mundial, o dólar americano, sujeita a variações cambiais devido as políticas nacionais e internacionais, mercado de ações, fluxo de capital estrangeiro, investimento estrangeiro. A moeda afeta diretamente nos custos de manutenção, na inflação e na receita.

Inicialmente, em um quadro extremo, considerou-se uma possível variação na cotação do dólar americano comercial, passando a custar R\$ 4,50. O efeito no fluxo caixa anual atualizado e fluxo de caixa acumulado é representado graficamente por Figura 23 e Figura 24, respectivamente.

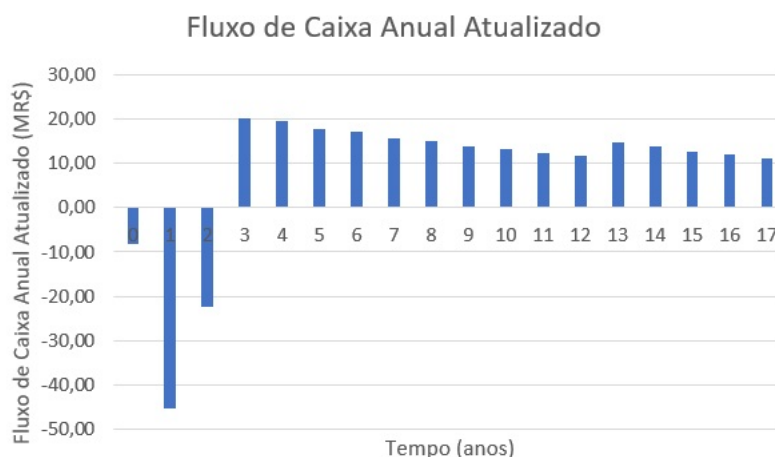


Figura 23 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para dólar americano a R\$ 4,50.



Figura 24 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para dólar americano a R\$ 4,50.

Como pode ser visto, nesse cenário, o VAL chegou a R\$ 145.304.700,00. Tal fato representa quase o dobro do VAL no cenário com o valor do dólar americano considerado nesse projeto R\$ 3,87. Espera-se que o mercado nacional seja favorecido com esse incremento no valor do dólar, considerando a venda para outros países. No entanto, uma vez que o preço de venda sobe significativamente, o valor de mercado pode não ser mais competitivo, uma vez que o preço pode ser muito acima dos preços de outros países, o que levaria numa queda na demanda, consequentemente, uma queda nas vendas.

O ano de *breakeven* ocorreria entre o de número 6 e 7, ou seja, apenas 3 anos após o início da produção.

Agora considerando-se um cenário de queda no preço do dólar americano para R\$ 3,40. O efeito no fluxo caixa anual atualizado e fluxo de caixa acumulado é representado graficamente por Figura 25 e Figura 26, respectivamente.

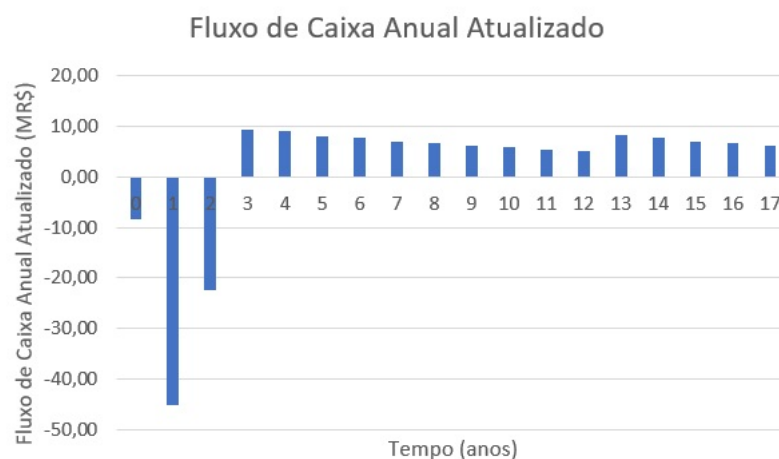


Figura 25 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para dólar americano a R\$ 3,40.

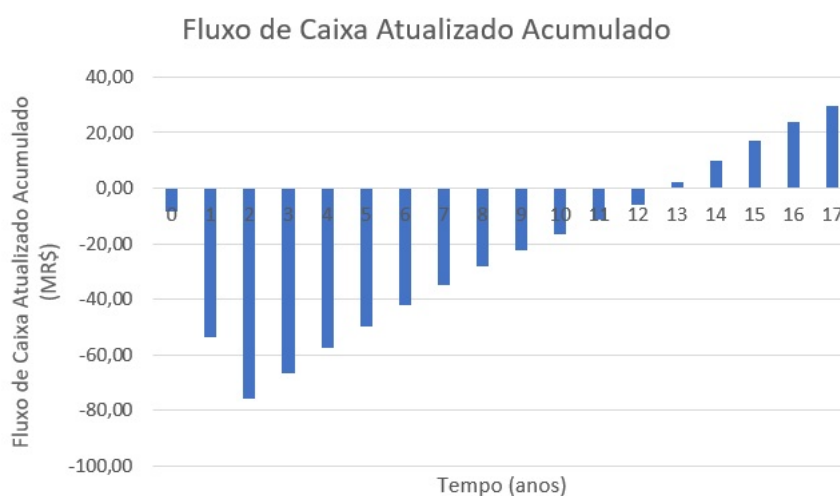


Figura 26 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para dólar americano a R\$ 3,40.

Nesse cenário pessimista, o VAL reduz significativamente. O valor encontrado está na faixa de R\$ 30.000.000,00, com ponto de virada apenas no ano 13. No entanto, mais uma vez se o valor de mercado é muito abaixo dos outros países pode gerar um aumento na demanda que geraria um aumento no preço de venda.

Por fim, verificou-se o comportamento frente a uma variação de magnitude igual a 20% no investimento. Assim ele sairia de MR\$ 82,9 para MR\$ 99,48 ou para MR\$ 66,32 (Figura 27).

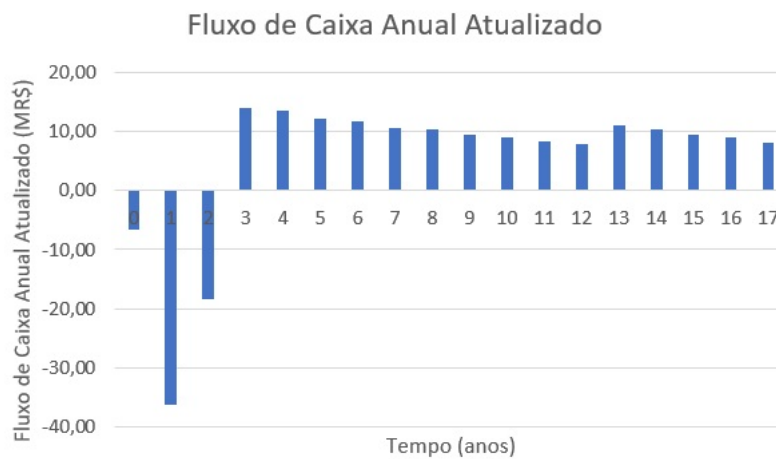


Figura 27 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para investimento de MR\$ 66,32.

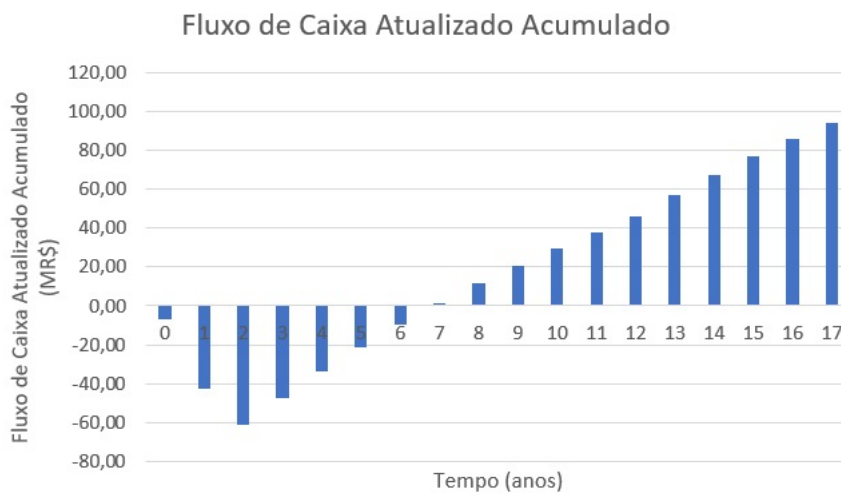


Figura 28 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para investimento de MR\$ 66,32.

Como pode ser visto, o *breakeven* ocorre entre os anos de número 6 e 7 e a VAL é de R\$ 93.905.770,00. Assim, como esperado o projeto tem melhor rentabilidade e o *breakeven* é antecipado em comparação com o cenário de referência.

Já o investimento de maior valor está representado graficamente por Figura 29 e Figura 30.

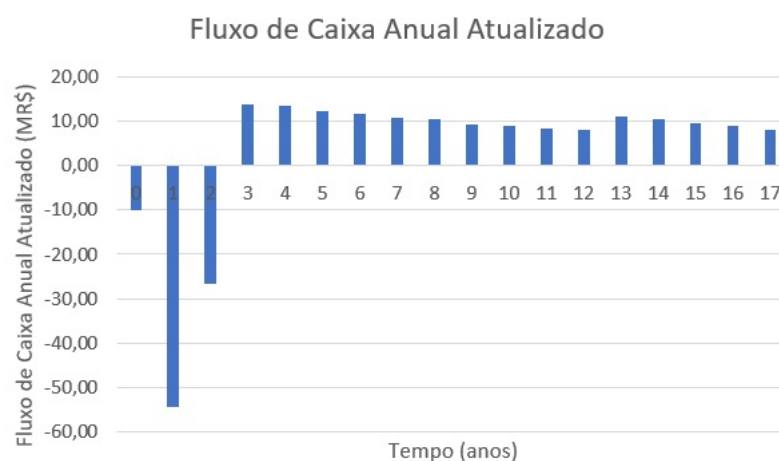


Figura 29 – Progressão do fluxo de caixa atualizado para investimento de MR\$ 99,48.

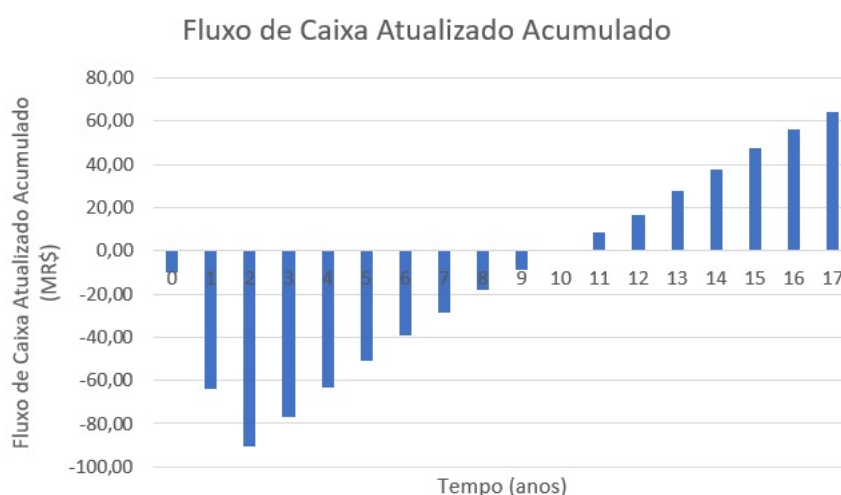


Figura 30 – Fluxo de Caixa Atualizado Acumulado para investimento de MR\$ 99,48.

Nesse último cenário, a VAL reduz para R\$ 64.281.010,00 e o ponto de virada só ocorre entre os anos de número 9 e 10. Novamente refletindo o resultado esperado, de *breakeven* tardio e menor rentabilidade em comparação com o cenário de referência.

Analisados os diferentes casos relevantes para a planta, feita a otimização com estudo de sensibilidade da rentabilidade. Observamos um comportamento rentável em todas as situações, de modo a dar credibilidade ao investimento na planta.

Considerações Finais

A motivação deste projeto foi avaliar a engenharia de processos de uma planta de produção de propelentes, PROPEL-45, uma mistura de hidrocarbonetos; bem como sua implementação a partir dos projetos dos equipamentos envolvidos, instrumentação e estratégia de controle. Usando como principal ferramenta computacional o Software Aspen HYSYS. Recomenda-se seguir integração industrial em uma planta petroquímica, de modo a facilitar a logística de produção.

Consideraram-se duas etapas de reação, a hidrogenação com catalisador sólido de óxidos de cobalto e molibdênio e dessulfuração com leito de óxido de zinco. Englobaram-se métodos de otimização como dimensionamento de tanques, vasos e do duto; razão de refluxo em relação ao número de pratos das torres de destilação; instalações estratégicas de bombas; projeto térmico do resfriamento; a sensibilidade da rentabilidade e o estudo dos custos do crédito de gás carbônico.

O projeto em qualquer variação considerada é rentável, demonstrando, em geral, uma competitividade frente ao cenário internacional. Deve respeitar a análise ambiental considerada de forma completa de modo desencadear melhorias produtivas em todos os setores.

Referências

- CAO, E. *Heat transfer in process engineering: calculations and equipment design*. [S.l.]: McGraw-Hill, 2009. Citado 4 vezes nas páginas 9, 50, 54 e 59.
- CENGEL, Y. A. *Heat and mass transfer a practical approach*. [S.l.]: McGraw-Hill, 2014. Citado na página 61.
- CENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. *Termodinamica (5a. ed.)*. [S.l.]: McGraw-Hill Interamericana, 2007. Citado 3 vezes nas páginas 52, 61 e 62.
- COMISSION, F. *Mitigation: Planting more trees*. [s.n.], 2018. Disponível em: <https://www.forestry.gov.uk/pdf/6_planting_more_trees.pdf/\FILE/6_planting_more_trees.pdf>. Acesso em : 19.11.2018. Citado na página 93.
- DUEÑAS, L. C. et al. *Metodologías del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos*. [S.l.]: Ediciones de la Universidad de Castilla-La Mancha, 2010. Citado na página 97.
- ECYCLE, e. *Técnicas de neutralização de carbono: plantio de árvores*. eCycle. Disponível em: <<https://www.ecycle.com.br/component/content/article/63/5070-neutralizacao-de-co2-por-plantio-de-arvores-e-alternativa-para-reduzir-pegada-sequestro-florestal-pratica-plantio-arvores-conservacao-areas-florestadas-calculo-calculadora-gases-efeito-estufa-gees-quantificacao-compensacao-co2-gas-carbonico-dioxido.html>>. Citado na página 93.
- FEPAM. *Estudo de Impacto Ambiental (EIA)/Relatório de Impacto Ambiental (RIMA)*. [s.n.], 2002. Disponível em: <<http://www.fepam.rs.gov.br/central/pdfs-/eiarimainstabil2002.pdf>>. Acesso em: 19.11.2018. Citado na página 87.
- FEPAM. *Manual Técnico Licenciamento Ambiental com EIA-RIMA*. [s.n.], 2006. Disponível em: <http://www.bage.rs.gov.br/pdmi/anexo_1-_manual_tecnico_do_licenciamento_com_eia-_rima.pdf>. Acesso em: 19.11.2018. Citado 2 vezes nas páginas 87 e 88.
- FOGLER, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. [S.l.]: Prentice Hall, 2016. Citado na página 57.
- GREEN, D. W.; SOUTHARD, M. Z. *Perry's chemical engineers handbook*. [S.l.]: McGraw-Hill Education, 2019. Citado 2 vezes nas páginas 9 e 64.
- GURGEL, A. d. M. et al. Framework dos cenários de risco no contexto da implantação de uma refinaria de petróleo em pernambuco. p. 2027–2038, Sep 2009. Citado na página 88.
- HEALTH, D. O.; SERVICES, H. *NIOSH pocket guide to chemical hazards*. [S.l.]: Books Express Publishing, 2012. (2005-149). Citado na página 88.

IBAMA. *Guia de Procedimentos do Licenciamento Ambiental Federal - Documento de Referência*. [s.n.], 2002. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/estruturas/sqa_pnla/_arquivos/Procedimentos.pdf>. Acesso em: 19.11.2018. Citado 2 vezes nas páginas 87 e 88.

KLMTECHGROUP. *Process Design of Furnaces*. [S.l.], 2011. Disponível em: <http://www.klmttechgroup.com/PDF/ess-/PROJECT_STANDARDS_AND_SPECIFICATIONS_design_of_furnace_systems_Rev01-.pdf>. Acesso em: 19.11.2018. Citado 2 vezes nas páginas 51 e 56.

NCBI. *Open Chemistry Database*. U.S. National Library of Medicine, 2018. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>>. Acesso em: 19.11.2018. Citado 2 vezes nas páginas 88 e 92.

PETROBRAS. *Refinarias: Conheça as Refinarias da Empresa*. 2018. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/principais-operacoes/refinarias/>>. Acesso em: 20.11.2018. Citado na página 93.

POYRY. *Relatório de Impacto Ambiental – FIBRIA CELULOSE S/A*. [s.n.], 2011. Disponível em: <http://www.fibria.com.br/shared/midia/publicacoes-/EIA_RIMA_Tres_Lagoas.pdf>. Acesso em: 19.11.2018. Citado na página 87.

POYRY. *Relatório de Impacto Ambiental – KLABIN*. [s.n.], 2012. Disponível em: <<https://www.klabin.com.br/mediabase/RIMA-relatorio-impacto-ambiental.pdf>>. Acesso em: 19.11.2018. Citado na página 87.

ROSEN, A. *Reactor Design*. [s.n.], 2014. Disponível em: <https://sites.tufts.edu-/andrewrosen/files/2013/09/reactor_design_guide1.pdf>. Citado na página 57.

SEBRAE. *Manual de Licenciamento Ambiental*. [s.n.], 2004. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/estruturas/sqa_pnla/_arquivos/cart_sebrae.pdf>. Acesso em: 19.11.2018. Citado 2 vezes nas páginas 87 e 88.

TOWLER, G. et al. *Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design*. 2. ed. [S.l.]: Elsevier, 2013. Citado 10 vezes nas páginas 9, 38, 49, 51, 56, 58, 59, 60, 77 e 95.

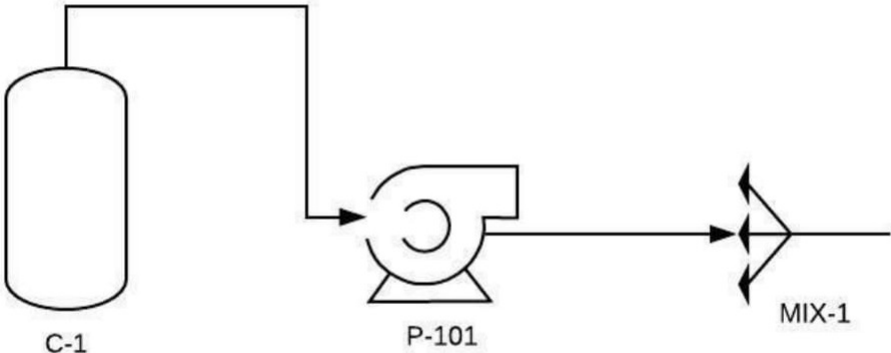
Anexos

ANEXO A – Alarmes

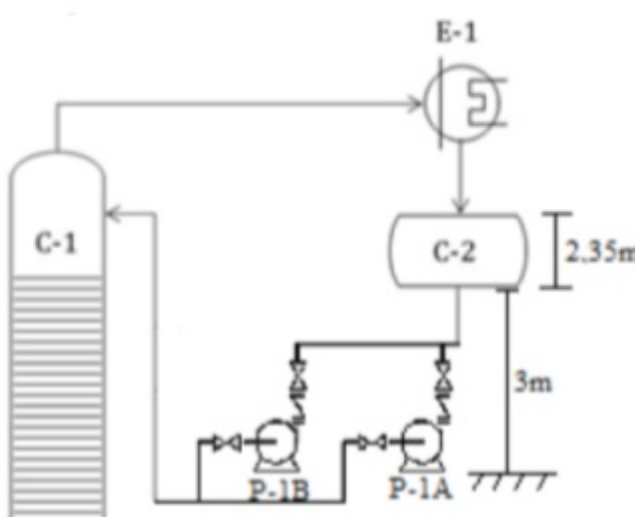
ESPECIFICAÇÕES DOS ALARMES			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
LAH	C-01	Alarme de alto nível.	LC – 05
LAL	C-01	Alarme de baixo nível.	LC – 05
PAH	10	Alarme de alta pressão.	PIC – 16
PAHH	10	Alarme de muita alta pressão.	PIC – 16
LAH	C-03	Alarme de alto nível.	LIC – 03
LAL	C-03	Alarme de baixo nível.	LIC – 03
LAH	R-01	Alarme de alto nível.	LIC – 28
LAL	R-01	Alarme de baixo nível.	LIC – 28
TAHH	R-01	Alarme de muita alta temperatura.	TDC - 27
TAH	R-01	Alarme de alta temperatura.	TDC - 27
TAHH	19	Alarme de muita alta temperatura.	TIC – 23
TAH	19	Alarme de alta temperatura.	TIC – 23
LAH	C-02	Alarme de alto nível.	LC – 14
LAL	C-02	Alarme de baixo nível.	LC – 14
LAH	C-04	Alarme de alto nível.	LIC - 12
LAL	C-04	Alarme de baixo nível.	LIC – 12
PAH	29	Alarme de alta pressão.	PIC – 17
PAHH	29	Alarme de muita alta pressão.	PIC – 17

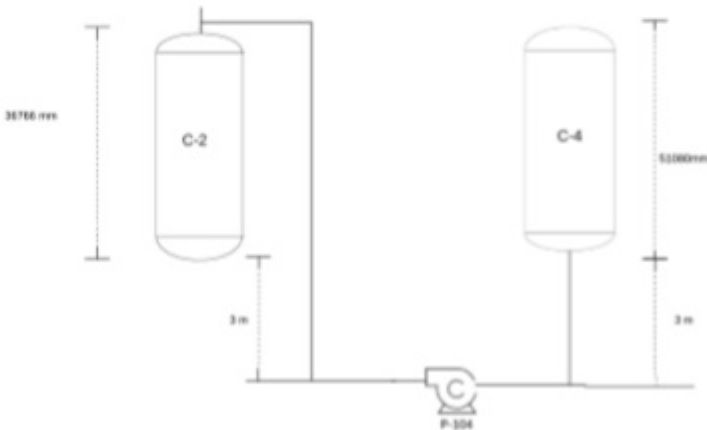
ANEXO B – Bombas

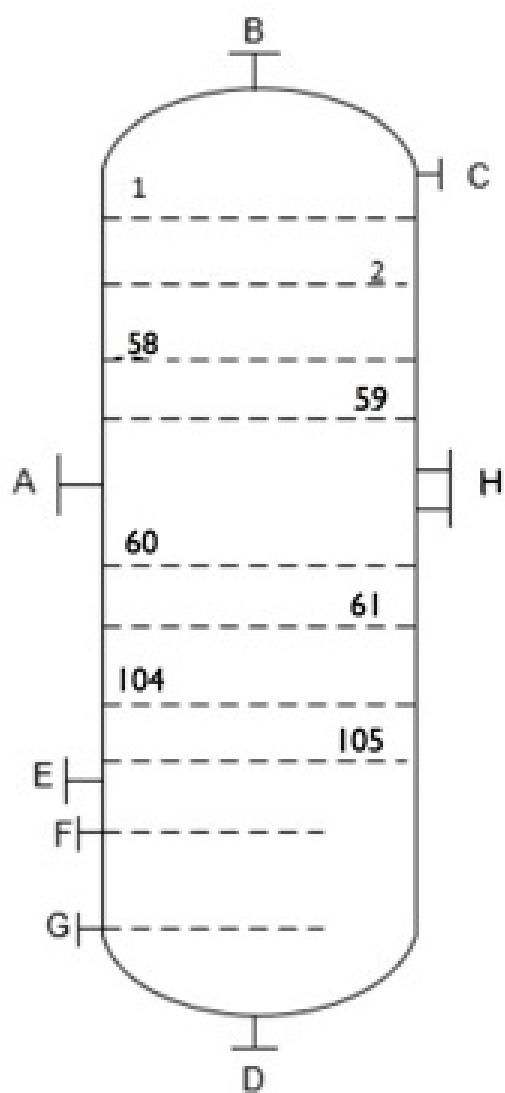
ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-100		P-100	
Descrição	Transporte Armazenamento			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	12,98		m³/h	
Pressão	7,33	kg/cm² g	11,03	kg/cm² g
Temperatura	40,00	°C	40,29	°C
Densidade	556,3	kg/m³	556,7	kg/m³
Viscosidade	0,14	cP	0,14	cP
Pressão de vapor	3,59	kg/cm² g	3,59	kg/cm² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120 % da vazão de operação)	15,58		m³/h	
Vazão mínima de processo (60 % da vazão de operação)	7,79			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	7,33		kg/cm² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	11,03			
Pressão diferencial	3,70		kg/cm²	
Altura diferencial	3,0		m	
NPSH disponível	63,16		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	-		kg/cm²	
Pressão máxima na aspiração	8,80		kg/cm² g	
Pressão máxima na impulsão	13,23			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1,97		1,97	in
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	14,54		Kg/cm² g	
Temperatura de projeto	70,0		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	7,83		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<div></div>				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-101		P-101	
Descrição	Produto de topo			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	11,35			m³/h
Pressão	7,73	kg/cm² g	30,93	kg/cm² g
Temperatura	52,75	°C	55,13	°C
Densidade	518,0	kg/m³	521,4	kg/m³
Viscosidade	0,12	cP	0,12	cP
Pressão de vapor	5,32	kg/cm² g	5,32\	kg/cm² g
CARACTÉRISTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	13,62			m³/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	68,1			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	7,73			kg/cm² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	30,93			
Pressão diferencial	23,2			kg/cm²
Altura diferencial	3,0			m
NPSH disponível	0,16			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	-			kg/cm²
Pressão máxima na aspiração	9,28			kg/cm² g
Pressão máxima na impulsão	37,11			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1,97		1,97	in
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	40,82			Kg/cm² g
Temperatura de projeto	82,74			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	7,83			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
				

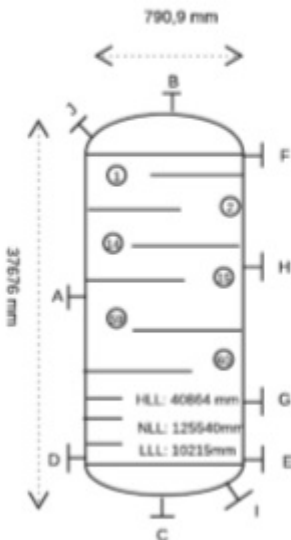
ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-102		P-102	
Descrição	Propano ao MIX-01			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	0,77			m³/h
Pressão	20,35	kg/cm² g	29,93	kg/cm² g
Temperatura	40,0	°C	41,25	°C
Densidade	480,2	kg/m³	481,7	kg/m³
Viscosidade	0,09	cP	0,09	cP
Pressão de vapor	12,37	kg/cm² g	12,37	kg/cm² g
CARACTÉRISTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	0,92			m³/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	0,17			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	21,03			kg/cm² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	30,93			
Pressão diferencial	9,9			kg/cm²
Altura diferencial	3,0			m
NPSH disponível	166,7			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	-			kg/cm²
Pressão máxima na aspiração	37,11			kg/cm² g
Pressão máxima na impulsão	37,11			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	1,97		1,97	in
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	40,82			Kg/cm² g
Temperatura de projeto	70,0			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	0,2247			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<div><div><div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div><div></div></div></div></div>				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-103A		P-103B	
Descrição	Bomba de Refluxo			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Contínuo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	51,15			m³/h
Pressão	0	kg/cm² g	0,35	kg/cm² g
Temperatura	52,27	°C	52,27	°C
Densidade	567,2	kg/m³	567,2	kg/m³
Viscosidade	0,1223	cP	0,1223	cP
Pressão de vapor	1.057	kg/cm² g	1.057	kg/cm² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (120% da vazão de operação)	61,38			m³/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	30,69			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	0,433			kg/cm² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	28,60			
Pressão diferencial	28,17			kg/cm²
Altura diferencial				m
NPSH disponível	3,0			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	33,80			kg/cm²
Pressão máxima na aspiração	0,476			kg/cm² g
Pressão máxima na impulsão	31,46			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão				polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	0			Kg/cm² g
Temperatura de projeto	52,27			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	7,57			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Bomba de refluxo			
Descrição	Bomba de refluxo da coluna C-2			
Número de bombas operação / reserva	P-104a		P-104b	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo; paralelo		Contínuo; paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	15,27			m³/h
Pressão	25,14	kg/cm² g	25,14	kg/cm² g
Temperatura	37,49	°C	37,49	°C
Densidade	480	kg/m³	480	kg/m³
Viscosidade	0,09441	cP	0,09441	cP
Pressão de vapor		kg/cm² g		kg/cm² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	18,32			m³/h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	9,16			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,64			kg/cm² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	27,90			
Pressão diferencial	31,51			kg/cm²
Altura diferencial	648			m
NPSH disponível	3			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	37,81			kg/cm²
Pressão máxima na aspiração	2,79			kg/cm² g
Pressão máxima na impulsão	34,30			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão				polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	4,5			Kg/cm² g
Temperatura de projeto	218			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	60,77			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
				



ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-01		
Descrição	Coluna de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Seção de Retificação		
De prato/A prato	61	105	
Pressão	7,386	7,600	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,214		
Temperatura	66,2	71,87	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	39540	39280	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	47120	46870	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	1856	1939	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	93,57	93,50	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	20,5	20,8	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	513	512	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,86E-3	8,91E-3	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	764E-2	7,67E-2	
Diâmetro	167,96		mm
Número de pratos	105		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Seção de Esgotamento		
De prato/A prato	1	60	
Pressão	7,050	7,381	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,331		
Temperatura	58,70	66,2	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	35740	39550	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	30260	47120	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	1883	1856	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	58,50	93,57	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	18,3	20,4	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	518	513	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,70E-3	8,86E-3	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,119	0,114	
Diâmetro	167,96		mm
Número de pratos	105		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES			
Número do equipamento		C-2	
Descrição		Coluna de destilação	
Pressão no topo		25,48	Kg/cm ² g
Pressão no fundo		26,02	
Pressão de projeto		30,7	
Temperatura no topo		69,3	°C
Temperatura no fundo		118,8	
Temperatura de projeto		141,6	
Nível normal de líquido		12554	mm
Nível máximo de líquido (80%)		40864	
Nível máximo de líquido (20%)		10215	
Altura		37676	
Diâmetro		790,9	
Material		Aço Carbono	
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		62,3	Kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		422	Kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Alimentação
B			Saída de vapor
C			Saída de líquido
D			Entrada do Reboiler
E			Medidor de nível
F			Entrada do refluxo
G			Medidor de nível
H			Bocal de inspeção
I			Purga Com vapor
J			Válvula de segurança
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
			

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento		C-2	
Descrição		Coluna de destilação	
Número de seções da coluna		2	
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação		Seção de retificação	
De prato/A prato	01	15	Kg/cm ² g
Pressão	25,98	26,01	
Perda de pressão	0,03		
Temperatura	69,3	102,1	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	8281,45	12863,2	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	9889,83	11887,2	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	155,8	200,1	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	22,8	38,32	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	52,9	62,3	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	430	422	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,0188	0,0125	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,0736	0,0733	
Diâmetro	790		mm
Número de pratos	15		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação		Seção de esgotamento	
De prato/A prato	16	60	Kg/cm ² g
Pressão	26,03	26,05	
Perda de pressão	0,03		
Temperatura	108,3	118,8	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	12869,8	14369,6	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	11886,6	20445,0	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	142,2	178,8	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	44,19	51,21	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	71,9	80,3	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	408	398	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,0125	0,0125	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,0694	0,0676	
Diâmetro	790		mm
Número de pratos	45		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

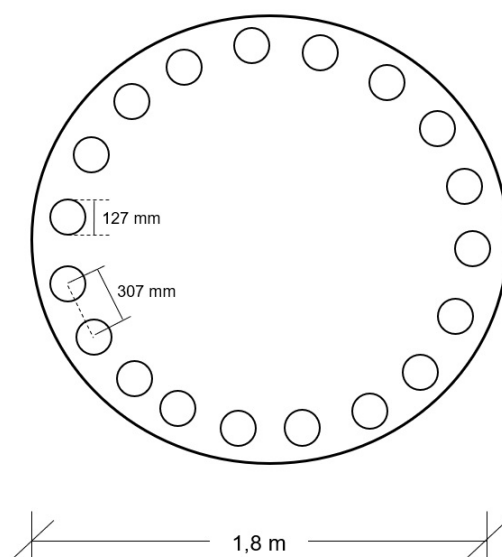
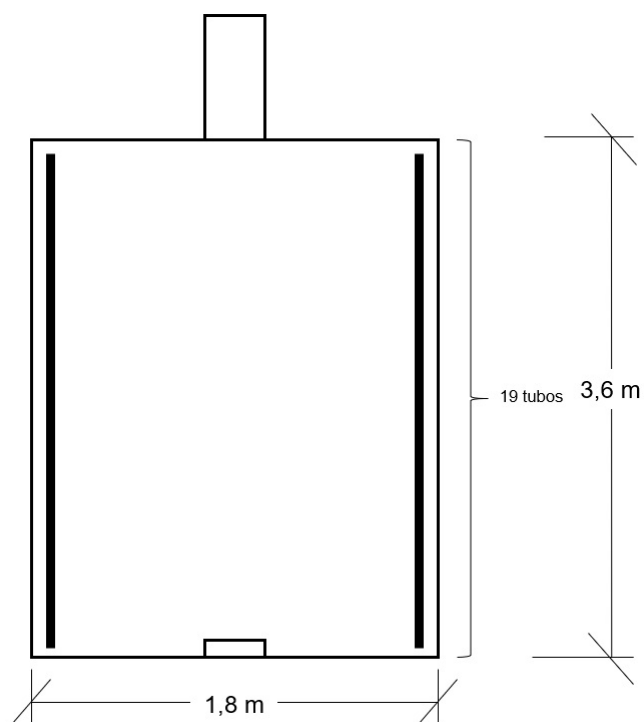
[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]

ANEXO E – Dimensões Forno



ANEXO F – Reator

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES			
Número do equipamento		R-01	
Descrição		Reator	
Pressão no topo		-	Kg/cm ² g
Pressão no fundo		-	
Pressão de projeto		28,5	
Temperatura no topo		-	°C
Temperatura no fundo		-	
Temperatura de projeto		350	
Nível normal de líquido		7715	mm
Nível máximo de líquido (80%)		12344	
Nível máximo de líquido (20%)		3086	
Comprimento		15430	
Diâmetro		1560	
Material		Aço Carbono	
PROPRIEDADES DO FLUIDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		29,71	Kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		-	Kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada de reagente
B	-	-	Saída de reagente
C	-	-	Válvula de segurança
D	-	-	Instrumentação de nível
E	-	-	Instrumentação de nível
F	-	-	Bocal de inspeção

ANEXO G – Encravamentos

ESPECIFICAÇÕES DOS ENCRAVAMENTOS			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
SE – 1	11	Fecha a válvula.	FT – 04 e LCV – 03
SE – 2	4	Fecha a válvula.	FT – 03 e LCV – 05
SE – 3	Entrada E-3 Vapor	Fecha a válvula.	FCV – 04
SE – 4	Entrada de combustível F-01	Fecha a válvula.	FCV – 23
SE – 5	Entrada de combustível F-01	Fecha a válvula.	FCV – 21
SE – 6	R - 01	Abre a válvula.	TDC – 27 e FCV – 27
SE – 7	30	Fecha a válvula.	FT – 18
SE – 8	Entrada E-07 Vapor	Fecha a válvula.	FCV – 13
SE – 9	27	Fecha a válvula.	FCV – 14

ANEXO H – Instrumentos de Controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LT – 03	C-02	L-L	3880
LT – 05	C-01	L-G	1430
LT – 11	C-04	L-G	25540
LT – 14	C-03	L-G	4283

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / $\text{kg/cm}^2 \text{ g}$
PI – 01	3	L	7,6
PI – 02	2	L	8,0
PI – 03	6	G	7,7
PI – 04	20	G	28,5
PI – 05	23	M	25,1
PI – 06	26	G	25,6
PI – 07	24	L	119,6
PI – 08	Saída C-02	L	6,7
PI – 09	11	M	29,90
PI – 10	Saída C-04	L	24,6
PI – 11	30	L	24,6
PI – 12	Entrada E-07 Vapor	G	4,5
PI – 13	21	G	26,5
PI – 14	19	L	29,2
PI – 15	Entrada E-03 Vapor	G	25,5
PI – 16	28	L	24,9
PI – 17	8	L	6,3
PT – 06	12	M	29,9
PT – 14	31	G	24,6
PT – 15	10	G	7,05
PT – 16	29	G	24,95

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI - 01	3	L	71,88
TI - 02	2	L	45,03
TI - 03	6	G	72,71
TI - 04	Entrada E-03 Vapor	G	218
TI - 05	10	G	58,59
TI - 06	Saída E-03 Vapor	G	218
TI - 07	Veneno	G	30
TI - 08	Saída E-05 A.R.	L	49
TI - 09	23	M	90,45
TI - 10	Entrada E-05 A.R.	L	31
TI - 11	29	G	69,02
TI - 12	Saída E-06 A.R.	L	49
TI - 13	26	G	119,6
TI - 14	Entrada E-07 Vapor	V	218
TI - 15	24	L	119,6
TI - 16	Saída E-07 Vapor	V	218
TI - 17	Saída E-08 A.R.	L	49
TI - 18	Entrada E-08 A.R.	L	31
TI - 19	28	L	40
TI - 20	Saída E-02 A.R.	L	49
TI - 21	7	L	64,27
TI - 22	Entrada C-03	G	52,65
TI - 23	Entrada C-04	G	37,47
TI - 24	21	G	341,8
TI - 25	1	L	40
TI - 26	Entrada E-02 A.R.	L	31
TI - 27	Reator R-1	L	330
TI - 28	Entrada E-06 A.R.	L	31
TI - 29	18	M	45,56
TI - 30	22	G	160
TI - 31	Entrada E-09 A.R.	L	31
TI - 32	Saída E-09 A.R.	L	47,62
TI - 33	8	L	40
TT - 02	10	G	58,59
TT - 04	Torre C-01	M	72
TT - 11	29	G	69,02
TT - 12	Torre C-02	M	119
TT - 19	24	L	118,7

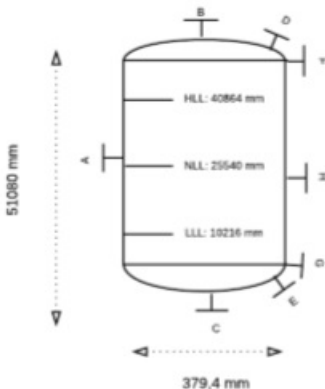
ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI – 01	3	L	52340
FI – 02	2	L	$1,4 \times 10^4$
FI – 03	6	G	44710
FI – 04	23	M	6862
FI – 05	21	G	6862
FI – 06	26	G	15170
FI – 07	24	L	21050
FI – 08	28	L	5880
FT – 01	1	L	14000
FT – 02	Entrada E-03 Vapor	V	6410
FT – 03	4	L	7629
FT – 04	11	L	34630
FT – 05	Entrada E-02 A.R.	L	152,77
FT – 06	Entrada E-05 A.R.	L	26140
FT – 07	16	L	400
FT – 08	14	G	91
FT – 09	Entrada E-06 A.R.	L	34
FT – 17	30	L	7679
FT – 18	Entrada E-07 Vapor	G	1340
FT – 19	Entrada E-08 A.R.	L	18654
FT – 20	Entrada do Forno F-01 Combustível	G	97,2
FT – 21	Entrada do Forno F-01 Ar	G	1824,2
FT – 26	27	L	5880
FT – 23	20	G	6862
FT – 24	Veneno	G	-
FT – 25	Entrada E-09 A.R.	L	6821

ANEXO I – Laços de Controle


ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
LC – 01	2	Controlar a vazão de corrente alimento à torre C-01	FT – 01, FC – 01, E/N, FCV – 01.
LC – 02	Entrada E-02 A.R.	Controlar a temperatura de saída de topo da torre C-01	TT – 02 e FT – 05, TC – 02 e FC – 02, E/N, FCV – 02.
LC – 03	C-03	Controle de nível do pulmão C-03	LT – 03, LIC – 03 e FIC – 03, E/N, LCV – 03
LC – 04	Entrada E-03 Vapor	Controlar a temperatura do refluxo de fundo da torre C-01	TT – 04 e FT – 02, TC – 04 e FC – 04, E/N, FCV – 04.
LC – 05	4	Controlar o nível do fundo da torre C-01	LT – 05 e FT – 03, LC – 05 e FC – 05, E/N, LCV – 05.
LC – 06	12	Controlar a vazão de destilado da torre C-01	PT – 06, FIC – 06, E/N, FCV – 06.
LC – 07	11	Controlar a vazão de refluxo da torre C-01	FT – 04, FIC – 03, E/N, LCV – 03
LC – 08	17	Controlar a vazão de entrada da corrente de Propano	FT – 07, FC – 07, E/N, FCV – 08.
LC – 09	15	Controlar a vazão de entrada da corrente de Hidrogênio	FT – 08, FC – 08, E/N, FCV – 09.
LC – 10	29	Controlar a temperatura de entrada do pulmão C-04	TT – 11 e FT – 09, TC – 11 e FC – 11, E/N, FCV – 11.
LC – 11	C-04	Controlar o nível do pulmão C-04	LT – 11, LIC – 12 e FIC – 12, E/N, LCV – 12.
LC – 12	C-02	Controlar o nível do fundo da torre C-02	LT – 14, LC – 14 e FC – 14, E/N, FCV – 14.
LC – 14	31	Controlar a vazão da corrente de gases do pulmão C-04	PT – 15, FIC – 15, E/N, FCV – 15.
LC – 16	31	Controlar a pressão da torre C-03	PT – 17, PIC – 17, FIC – 15, E/N, FCV – 15.
LC – 17	30	Controlar a vazão de refluxo da torre C-02	FT – 12, FIC – 12, E/N, LCV – 12.
LC – 18	Entrada E-07 Vapor	Controlar a vazão de vapor superaquecido do trocador E-07	FT – 19, FC – 13, E/N, FCV – 13.

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
LC – 19	Entrada E-08 A.R.	Controlar a temperatura do produto Propel-45	TT – 20 e FT – 20, TC – 20 e FC – 20, E/N, FCV – 20.
LC – 20	Entrada de combustível no forno F-01	Controlar a vazão de combustível do forno	FT – 21, FFC – 21, E/N, FCV – 21.
LC – 21	Entrada de combustível no forno F-01	Controlar a vazão de ar no forno.	FT – 22, FFC – 21, E/N, FCV – 21.
LC – 22	Saída de E-04 entrada do Forno F-01	Controlar a vazão de combustível no forno.	TIC – 23, E/N, FCV – 23.
LC – 25	Entrada E-09 A.R.	Controlar a temperatura final do Butano	TT – 29 e FT – 29, TC – 29 e FC-29, E/N, FCV – 29.
LC – 26	24	Controlar a vazão da saída de fundo da torre C-03	FT – 25, FC – 14, E/N, FCV – 14.
LC – 27	Entrada E-05 A.R.	Controlar a temperatura de entrada da alimentação da torre C-03	TT – 24, TC – 24, FC – 24, E/N, FCV – 24.

ANEXO J – Separador Gás-Líquido

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES			
Número do equipamento		C-4	
Descrição		Separador gás-líquido do produto de topo da coluna c-2	
Pressão no topo		0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo		0,35	
Pressão de projeto		11	
Temperatura no topo		37,49	°C
Temperatura no fundo		37,49	
Temperatura de projeto		40	
Nível normal de líquido		25540	mm
Nível máximo de líquido (80%)		40864	
Nível máximo de líquido (20%)		10216	
Altura		51080	
Diâmetro		379,4	
Material		Aço carbono	
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		28,30	Kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		480	Kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Alimentação
B			Saída de gás
C			Saída de líquido
D			Venteio
E			Drenagem
F			Instrumentação de nível
G			Instrumentação de nível
H			Bocal de inspeção
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
			

ANEXO L – Tanques de Armazenagem

ESPECIFICAÇÕES TANQUES DE ARMAZENAGEM		
Número do equipamento	T-1	
Descrição	Armazenagem do PROPEL 45	
PROPRIEDADES DO FLUIDO		
Componentes corrosivos (sim ou não?)	Não	
Caso sim, em qual porcentagem em p.?	-	
Sólidos em suspensão (sim ou não?)	Não	
Caso sim, em qual porcentagem em p.?	-	
Temperatura de armazenagem	25	°C
Densidade @ T de armazenagem	544,9	Kg/m³
Viscosidade @ T de armazenagem	0,1439	cP
Temperatura máxima de armazenagem	80	°C
Pressão de vapor @ T máxima de armazenagem	3,58	Kg/cm²
Ponto de fulgor	-	°C
Ponto de fluidez	-	
CARACTERÍSTICAS DO TANQUE		
Tipo de tanque	Estérco	
Tipo de teto	-	
Capacidade	619,2	m³
Altura	-	m
Diâmetro	10,574	m
Pressão de projeto	29,88	Kg/cm² g
Temperatura de projeto	80	°C
ACESSÓRIOS		
Agitação (sim ou não?)	Não	
Serpentina para aquecimento (sim ou não?)	Não	
Caso resposta afirmativa para o aquecimento, taxa de calor	-	Gkcal/h
CLASSIFICAÇÃO SEGUNDO O TIPO DE FLUIDO		
<p>a) Tanque atmosférico, projetado segundo norma API 650, válidos para pressões de vapor @ T máxima em kg/cm² a inferior a 1. Para valores inferiores a 0,05 kg/cm² a, será escolhido o teto fixo. Para outros valores, o teto flutuante. O tipo de fluido deve ser também classificado em função do ponto de fulgor:</p> <ul style="list-style-type: none"> a. B1 para pontos de fulgor abaixo de 38 °C. b. B2 para pontos de fulgor entre 38 e 55 °C. c. C para pontos de fulgor entre 55 e 100 °C. d. D para pontos de fulgor acima de 100 °C. <p>b) Tanques a pressão, projetado segundo norma API 620, válido para pressões de vapor @ T máxima em kg/cm² a entre 1 e 2.</p> <ul style="list-style-type: none"> a. B1 para pontos de fulgor abaixo de 38 °C. b. B2 para pontos de fulgor entre 38 e 55 °C. <p>c) Vaso a pressão/esfera, projetado segundo normas ASME VIII / API 2510 / API 2350, para pressões de vapor @ 15 °C acima de 2 kg/cm² a.</p> <ul style="list-style-type: none"> a. () A1, temperatura de armazenamento abaixo de 0 °C. b. (X) A2, temperatura de armazenamento acima de 0°C 		
ESQUEMA DO TANQUE		
 <p>O diagrama mostra um círculo representando a seção transversal de um tanque esférico. Uma linha diagonal atravessa o círculo, e ao lado dela está a indicação "D = 10,574 m".</p>		

ANEXO M – Trocadores de Calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-1			
Descrição			Pre-aquecedor da corrente de alimentação da fração C4			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Tubos concêntricos			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			-			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termossifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14000,00		Kg/h	7582,27		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	-	-	Kg/h
Vazão de líquido	14000	14000		7582,27	7582,27	
Temperatura	40	45,03	°C	72,69	64,22	°C
Pressão	8,74	8,06	Kg/cm² g	8,45	7,77	Kg/cm² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm²	0,7		Kg/cm²
Coefficiente individual de transmissão de calor	300		Kcal / h m² °C	300		Kcal / h m² °C
Fator de deposição	0,0003		h m² °C/ kcal	0,0003		h m² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	137,61					Kcal / h m² °C
ΔT_{LM}	25,90					°C
F_T	1					
Calor trocado	43100					Kcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto	7,0					Kg/cm² g
Temperatura de projeto	240					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Area de troca de calor			13,30		m²	
Diâmetro dos tubos			19,05		mm	
Comprimento dos tubos			6100		mm	
Espessura dos tubos			14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			-		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-		pés/mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-2			
Descrição			Condensador			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Termosifão			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1			
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,49E+5		Kg/h			Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	3,57E+4	0	Kg/h
Vazão de líquido	1,49E+5	1,49E+5		0	3,030E+4	
Temperatura	58,66	52,73	°C	31	49	°C
Pressão			Kg/cm² g	0,35	0	Kg/cm² g
Perda de pressão permitida			Kg/cm²			Kg/cm²
Coefficiente individual de transmissão de calor	5700		Kcal / h m² °C	1450		Kcal / h m² °C
Fator de deposição	0,0003		h m² °C/ kcal	0,0004		h m² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			638,94			Kcal / h m² °C
ΔT_{logP}			14,89			°C
F_T			0,92			
Calor trocado			2,85E+6			GKcal/ h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto			8			Kg/cm² g
Temperatura de projeto			80			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			305,36	m²		
Diâmetro dos tubos			19,05	mm		
Comprimento dos tubos			6100	mm		
Espessura dos tubos			14	BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos			25,4	mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-	pes/mm		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-3			
Descrição			Refervador			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKT			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,438E+5		Kg/h	6,26E+3		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	3,929E+4	3,929E+4	Kg/h	6,26+3	0	Kg/h
Vazão de líquido	0	4,789E+4		0	6,26E+3	
Temperatura	71,88	72,73	°C	218	218	°C
Pressão			Kg/c m ² g			Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,075		Kg/c m ²	0,075		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	9950		Kcal / h m ² °C	1100		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0001		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			709,42			Kcal / h m ² °C
LMTD			146,12			°C
F _T			1			
Calor trocado			2,85E+6			GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto			8			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			80			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			27,49		m ²	
Diâmetro dos tubos			19,05		mm	
Comprimento dos tubos			6100		mm	
Espessura dos tubos			14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			25,4		mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			19,05		pes/mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-4			
Descrição			Aquecedor da corrente de entrada no Forno F-1			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AEU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termossifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?				-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	6908,72		Kg/h	6908,72		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	6908,72	6908,72	Kg/h	6908,72	6908,72	Kg/h
Vazão de líquido	-	-		-	-	
Temperatura	339,94	160,00	°C	45,71	157,72	°C
Pressão	26,65	25,97	Kg/cm² g	29,94	29,26	Kg/cm² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm²	0,7		Kg/cm²
Coefficiente individual de transmissão de calor	300		Kcal / h m² °C	300		Kcal / h m² °C
Fator de deposição	0,0003		h m² °C/ kcal	0,0003		h m² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	137,61			Kcal / h m² °C		
ΔT _{log}	145,61			°C		
F _T	1					
Calor trocado	832000			Kcal/h		
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto	7,0			Kg/cm² g		
Temperatura de projeto	240			°C		
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Area de troca de calor			45,67		m²	
Diâmetro dos tubos			19,05		mm	
Comprimento dos tubos			6100		mm	
Espessura dos tubos			14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			-		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-		pés/mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-5			
Descrição			Resfriador da corrente de isobutano para coluna de estricnina C-2			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AFU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão ...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?				-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	26349,44		Kg/h	6908,72		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		1	0,5	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	3013,95	3013,95	Kg/h
Vazão de líquido	26349,44	26349,44		3894,89	3894,89	
Temperatura	31,00	49,00	°C	160,00	90,41	°C
Pressão	8,74	8,06	Kg/cm ² g	25,97	25,29	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	234,42					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	82,53					°C
F _r	1					
Calor trocado	500000					Kcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto	7,0					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	240					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Area de troca de calor			28,43		m ²	
Diâmetro dos tubos			19,05		polegadas/mm	
Comprimento dos tubos			6100		pés/mm	
Espessura dos tubos			14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			-		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-		pés/mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-6			
Descrição			Condensar o produto de topo da coluna C-2			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	51055,5		Kg/h	8247		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	1	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	8247	987,4	Kg/h
Vazão de líquido	51055,5	51055,5		0	7260	
Temperatura	31	49	°C	69,33	37,49	°C
Pressão	8,0	8,0	Kg/cm ² g	25,48	25,14	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	0,35		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	5700		Kcal / h m ² °C	1450		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	638,94					Kcal / h m ² °C
ΔT _{ml}	11,68					°C
F _T	0,92					
Calor trocado	603					GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	24,6					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	80					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			96,63		m ²	
Diâmetro dos tubos			19,05		mm	
Comprimento dos tubos			6100		mm	
Espessura dos tubos					BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos					mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômica)			Triangular			
Diâmetro do casco					mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-7			
Descrição			Refervedor do produto de fundo da coluna C-2			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKT			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	21050		Kg/h	495		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	1	
Vazão de vapor/gás	-	15170	Kg/h	495	495	Kg/h
Vazão de líquido	21050	5880		0	0	
Temperatura	118,7	119,6	°C	218	218	°C
Pressão	25,5	25,6	Kg/cm ² g	4,5	4,5	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,1		Kg/cm ²	0,0		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0003		h m ² °C/ kcal	0,0001		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	709,42					Kcal / h m ² °C
ΔT _{ml}	98,80					°C
F _T	1					
Calor trocado	604					GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	30,7					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	141,6					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			9,48		m ²	
Diâmetro dos tubos			19,05		mm	
Comprimento dos tubos			6100		mm	
Espessura dos tubos					BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos					mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco					mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-8			
Descrição			Resfriador da corrente de produto de fundo da C-2			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AFU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termossifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		-		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	18800		Kg/h	5921		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		-	-	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	-	-	Kg/h
Vazão de líquido	18800	18800		5921	5921	
Temperatura	31,00	49,00	°C	119,62	40,00	°C
Pressão	8,85	8,17	Kg/cm ² g	26,12	25,43	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida			Kg/cm ²			Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			234,42			Kcal / h m ² °C
ΔT_{LM}			29,90			°C
F_T			1			
Calor trocado			349000			Kcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto			7,0			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			240			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Area de troca de calor			54,76	m ²		
Diâmetro dos tubos			19,05	polegadas/mm		
Comprimento dos tubos			6100	pés/mm		
Espessura dos tubos			14	BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos			-	pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-	pés/mm		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-9			
Descrição			Resfriador da corrente de saída do E-1			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AFU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		-		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUIDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUIDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	6244,19		Kg/h	7582,27		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		-	-	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	-	-	Kg/h
Vazão de líquido	6244,19	6244,19		7582,27	7582,27	
Temperatura	31,00	49,00	°C	64,22	40,00	°C
Pressão	8,74	8,06	Kg/cm ² g	7,77	7,09	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			234,42			Kcal / h m ² °C
ΔT_{LM}			11,31			°C
F _T			1			
Calor trocado			119500			GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO						
Pressão de projeto			7,0			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			240			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Area de troca de calor			49,56	m ²		
Diâmetro dos tubos			19,05	polegadas/mm		
Comprimento dos tubos			6100	pés/mm		
Espessura dos tubos			14	BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos			-	pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbica)			Triangular			
Diâmetro do casco			-	pés/mm		

ANEXO N – Tubulações

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		1	
De/a	Alimentação	E-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		14000	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		24,3429	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		57,51	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	547,4 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1412 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8,0	kg/cm² g
Pressão de projeto		9,6	
Temperatura de operação		40	°C
Temperatura de projeto		70,03	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		0,0584	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		2	
De/a		E-1	C-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		14000	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		24,3429	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		57,51	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	9,401 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1351 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,3	kg/cm² g
Pressão de projeto		8,76	
Temperatura de operação		45,03	°C
Temperatura de projeto		75,03	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,048	polegadas
Perda de pressão		0,029	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		03	
De/a		C-01	E-01/E-03
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		52340	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		89,74	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		58,23	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		20,85	512,2 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,914E-03	0,1102 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,6	kg/cm² g
Pressão de projeto		9,12	
Temperatura de operação		71,88	°C
Temperatura de projeto		101,88	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,048	Polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	-

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		04	
De/a		C-01	E-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7629	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		13,07	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		58,23	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		20,85	512,2 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,914E-03	0,1102 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,7	kg/cm² g
Pressão de projeto		9,24	
Temperatura de operação		72,71	°C
Temperatura de projeto		102,71	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	Polegadas
Perda de pressão		0,02563	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		05	
De/a		C-01	E-03
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		44710	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		76,67	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		58,23	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		20,85	512,2 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,914E-03	0,1102 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,7	kg/cm² g
Pressão de projeto		9,24	
Temperatura de operação		72,71	°C
Temperatura de projeto		102,71	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	Polegadas
Perda de pressão		0,02563	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		6	
De/a		E-03	C-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		39290,0179	Kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		67,3691	
Massa molar		58,20	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	21,09 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	8,938E-3 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,7	kg/cm² g
Pressão de projeto		9,24	
Temperatura de operação		72,69	°C
Temperatura de projeto		102,69	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		0,02563	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		7	
De/a		E-01	E-09
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7581,5256	Kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		12,9864	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		58,34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	524 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1178 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,0	kg/cm² g
Pressão de projeto		8,4	
Temperatura de operação		64,21	°C
Temperatura de projeto		94,21	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4	polegadas
Perda de pressão		0,0273	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		8	
De/a		E-09	P-100
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7581,5256	Kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		1	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		12,9864	
Massa molar		58,34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	556,3 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1445 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6,3	kg/cm² g
Pressão de projeto		7,56	
Temperatura de operação		40,00	°C
Temperatura de projeto		70,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,048	polegadas
Perda de pressão		0,0175	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		9	
De/a		P-100	-
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7581,5256	Kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		1	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		12,9864	
Massa molar		58,34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	556,7 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1443 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		10,0	kg/cm² g
Pressão de projeto		12,00	
Temperatura de operação		40,30	°C
Temperatura de projeto		70,30	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		0,01752	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		10	
De/a		C-01	E-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		35736,9233	Kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		1	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		63,2311	
Massa molar		56,56	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	19,50 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	8,77E-3 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7,050	kg/cm² g
Pressão de projeto		8,46	
Temperatura de operação		58,70	°C
Temperatura de projeto		98,70	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,048	polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		11	
De/a		C-03	C-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		29318,4	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		51,87	
Massa molar		56,56	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		18,31	518 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,69E-3	0,1223 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6,7	kg/cm² g
Pressão de projeto		8,04	
Temperatura de operação		52,76	°C
Temperatura de projeto		82,76	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	Polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		12	
De/a		C-03	P-101
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6418,5	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		11,35	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		56,56	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	518 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1223 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6,7	kg/cm² g
Pressão de projeto		8,04	
Temperatura de operação		52,76	°C
Temperatura de projeto		82,76	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	Polegadas
Perda de pressão		0,01538	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		13	
De/a		P-101	MIX-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6418,5	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		11,3565	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		56,56	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	521,4 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,1208 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29,9	kg/cm² g
Pressão de projeto		35,88	
Temperatura de operação		55,14	°C
Temperatura de projeto		85,14	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2,067	Polegadas
Perda de pressão		0,1011	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		14	
De/a		K-100	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		91	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0,7063	
Massa molar		4,190	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		9,462	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		9,253E-3	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		60	kg/cm² g
Pressão de projeto		72	
Temperatura de operação		40	°C
Temperatura de projeto		70	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,049	Polegadas
Perda de pressão		0,0406	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		15	
De/a		K-100	MIX-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		91	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0,7063	
Massa molar		4,190	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		5,572	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,172E-3	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29,9	kg/cm² g
Pressão de projeto		35,88	
Temperatura de operação		-0,6555	°C
Temperatura de projeto		19,3	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,049	Polegadas
Perda de pressão		0,07955	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		16	
De/a		-	P-102
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		400	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0,8331	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		45,45	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	480,2 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,092 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		20	kg/cm² g
Pressão de projeto		24	
Temperatura de operação		40	°C
Temperatura de projeto		70	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,049	polegadas
Perda de pressão		0,01621	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		17	
De/a		P-102	MIX-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		400	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0,8304	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		45,45	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	481,7 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,091 Cp
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29,90	kg/cm² g
Pressão de projeto		35,88	
Temperatura de operação		41,26	°C
Temperatura de projeto		71,26	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,049	polegadas
Perda de pressão		0,01621	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		18	
De/a		MIX -1	E-4
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Mista (M)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6862	kg/h
Fração de vapor		0,168	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		12,46	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		20,20	
Massa molar		47,92	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		20,11	518,2 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0,013	0,1209 Cp
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29,90	kg/cm² g
Pressão de projeto		35,88	
Temperatura de operação		45,56	°C
Temperatura de projeto		75,56	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		0,05314	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		19	
De/a		E-4	F-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6862	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		141,9	
Massa molar		47,92	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		48,35	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0,0143	Cp
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29,20	kg/cm² g
Pressão de projeto		35,04	
Temperatura de operação		159,8	°C
Temperatura de projeto		189,8	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		6,065	polegadas
Perda de pressão		0,04495	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		20	
De/a		F-1	R-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6862	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		231,3	
Massa molar		47,92	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		29,66	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		0,018	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		28,50	kg/cm² g
Pressão de projeto		34,20	
Temperatura de operação		320	°C
Temperatura de projeto		350	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4,026	polegadas
Perda de pressão		0,06162	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		21	
De/a		R-1	E-4
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6909,4754	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		12,7664	
Massa molar		49,12	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		27,24	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.849 x 10 ⁻²	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		26,50	kg/cm² g
Pressão de projeto		31,8	
Temperatura de operação		339,7	°C
Temperatura de projeto		369,7	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4,026	polegadas
Perda de pressão		0,06725	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		22	
De/a		E-4	E-5
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6909,4574	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		12,7664	
Massa molar		49,12	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		43,39	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,382 x 10 ⁻²	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25,80	kg/cm² g
Pressão de projeto		30,96	
Temperatura de operação		160	°C
Temperatura de projeto		190	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4,026	polegadas
Perda de pressão		0,04189	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		23	
De/a		E-5	C-2
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Mista (M)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6909,4754	kg/h
Fração de vapor		0,5	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		6,9450	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		5,8216	
Massa molar		49,12	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		47,01	449,40
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,288 x 10 ⁻²	8,317 x 10 ⁻² cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25,10	kg/cm² g
Pressão de projeto		30,12	
Temperatura de operação		90,37	°C
Temperatura de projeto		120,37	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		0,1168	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	24	
De/a	C-2	E-7 e E-8
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	21050	kg/h
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	36,9947	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	57,75	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	397,6 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,06765 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	25,5	kg/cm² g
Pressão de projeto	30,6	
Temperatura de operação	118,7	°C
Temperatura de projeto	148,7	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	3,068	polegadas
Perda de pressão	-	kg/cm²
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		25	
De/a		C-2	E-7
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		15170	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		26,6725	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		57,75	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	397,6 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,06765 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25,5	kg/cm² g
Pressão de projeto		30,6	
Temperatura de operação		118,7	°C
Temperatura de projeto		148,7	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		26	
De/a		E-07	C-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		16445,1	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		0	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		28,91	
Massa molar		57,72	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,402	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,26E-2	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25,60	kg/cm² g
Pressão de projeto		30,72	
Temperatura de operação		25,60	°C
Temperatura de projeto		55,60	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2,067	Polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	27	
De/a	C-02	E-08
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	5880	kg/h
Fração de vapor	0.0000	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10.30	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	57.84	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	396.9 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	6.739e-002 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	25.60	kg/cm² g
Pressão de projeto	30.72	
Temperatura de operação	119.6	°C
Temperatura de projeto	143.52	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	2.067	polegadas
Perda de pressão	0.1157	kg/cm²
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	28	
De/a	E-08	-
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	5880	kg/h
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10,3222	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	57,84	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	544,9 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,1439 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	24,9	kg/cm² g
Pressão de projeto	29,88	
Temperatura de operação	40	°C
Temperatura de projeto	70	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	2,067	polegadas
Perda de pressão	0,1150	kg/cm²
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		29	
De/a		C-2	E-6
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		9271,9873	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		18,4865	
Massa molar		42,15	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		53,82	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,18 x 10 ⁻²	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		24,95	kg/cm² g
Pressão de projeto		29,94	
Temperatura de operação		70,07	°C
Temperatura de projeto		100,07	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3,068	polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		30	
De/a		C-04	C-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7679	kg/h
Fração de vapor		0.000	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		15.06	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		45.46	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	478.9 kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	9.387e-002 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		24.60	kg/cm² g
Pressão de projeto		29.52	
Temperatura de operação		37.47	°C
Temperatura de projeto		44.96	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2.067	polegadas
Perda de pressão		-	kg/cm²
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	31	
De/a	C-4	FCV-15
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	982	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m³/h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	2,3716	
Massa molar	25,78	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	28,37	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1,246 x 10 ⁻²	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	24,60	kg/cm² g
Pressão de projeto	29,52	
Temperatura de operação	37,59	°C
Temperatura de projeto	67,59	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	2,067	polegadas
Perda de pressão	0,04334	kg/cm²
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		32	
De/a	FCV-15	Unidade de concentração de gases	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	982.0	kg/h	
Fração de vapor	1.0000		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m³/h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	900.1		
Massa molar	25.90	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	12.90	-	kg/m³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1.165e-002	-	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	11	kg/cm² g	
Pressão de projeto	13.2		
Temperatura de operação	28.37	°C	
Temperatura de projeto	34.044		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	3.068	polegadas	
Perda de pressão	0.01243	kg/cm²	
Número de etapas			

ANEXO O – Válvulas

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante (kg/h)	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV – 01	2	LC – 01	14000	Fechar.
FCV – 02	Entrada E-02 A.R.	LC – 02	149000	Abrir.
LCV – 03	4	LC – 03	34630	Fechar.
FCV – 04	Entrada E-03 Vapor	LC – 04	6200	Fechar.
LCV – 05	4	LC – 05	7629	Abrir.
FCV – 06	12	LC – 06	6371	Abrir.
FCV – 08	17	LC – 08	400	Fechar.
FCV – 09	15	LC – 09	91	Fechar.
FCV – 10	Entrada E-06 A.R.	LC – 10	51055,5	Abrir.
LCV – 11	30	LC – 11	7679	Fechar.
FCV – 12	Entrada E-07 Vapor	LC – 12	495	Fechar.
LCV – 13	24	LC – 13	21050	Abrir.
FCV – 14	31	LC – 14	982	Abrir.
FCV – 19	Entrada E-08 A.R.	LC – 19	18800	Abrir.
FCV – 20	Entrada de Combustível F-01	LC – 20	97,2	Fechar.
FCV – 22	Entrada de Ar F-01	LC – 22	1824,2	Fechar.
FCV – 23	20	LC -23	6862	Abrir.
FCV – 24	Veneno	LC -24	-	Abrir.
FCV – 25	Entrada E-09 A.R.	LC – 25	6244,19	Abrir.
FCV – 27	Entrada E-05 A.R.	LC – 27	26349,44	Abrir.

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE SEGURANÇA					
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Caso de descarga	Vazão de descarga / t/h	Pressão de acionamento / kg/cm ² g	Função
PSV - 01	C-01	Falha elétrica que afete o reboiler, gerando vapor em excesso na coluna.	41	3,5	Aliviar a pressão interna da coluna de destilação.
PSV - 02	C-03	Falha elétrica que afete o condensador ou perda de água de refrigeração.	10,3	10,3	Abaixar o nível de líquido do pulmão.
PSV - 03	R-01	Falha elétrica que afete o forno ou falha na entrada de veneno no reator.	8,3	0,37	Abaixar o nível de líquido do reator.
PSV - 04	C-02	Falha elétrica que afete o reboiler, gerando vapor em excesso na coluna.	17,5	30,7	Aliviar a pressão interna da coluna de destilação.
PSV - 05	C-04	Falha elétrica que afete o condensador ou perda de água de refrigeração.	10,6	0,42	Abaixar o nível de líquido do pulmão.